



**AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE
DIFERENTES PROCESSOS PARA
REMOÇÃO DE AMÔNIA DE
LIXIVIADOS DE ATERROS SANITÁRIOS**

Bibiano Winter Afonso

Hugo Silva Reis

Lucian Corguinha da Silva

Projeto Final de Curso

Orientadores

Flávia Chaves Alves, D.Sc.

Juacyara Carbonelli Campos, D. Sc.

Fevereiro de 2011

**AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE DIFERENTES
PROCESSOS PARA REMOÇÃO DE AMÔNIA DE
LIXIVIADOS DE ATERROS SANITÁRIOS**

Bibiano Winter Afonso

Hugo Silva Reis

Lucian Corguinha da Silva

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Aprovado por:

Estevão Freire, D.Sc

Fabiana Valéria da Fonseca Araújo, D.Sc

Maria Cristina Moreira Alves, D.Sc

Orientado por:

Flávia Chaves Alves, D.Sc

Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Fevereiro de 2011

Afonso, Bibiano Winter.

Reis, Hugo Silva.

Silva, Lucian Corguinha

Avaliação econômica de diferentes processos para remoção de amônia de lixiviados de aterros sanitários/ Bibiano Winter Afonso, Hugo Silva Reis e Lucian Corguinha da Silva. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2011.

x, 79 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2011.

Orientadores: Flávia Chaves Alves e Juicyara Carbonelli Campos.

1. Lixiviado. 2. Amônia. 3. Avaliação. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Flávia Chaves Alves e Juicyara Carbonelli Campos. 1. Título.

Dedico este trabalho a toda minha família, principalmente a minha mãe que mesmo durante sua doença esteve presente e me incentivou a estudar.
E a minha Dani, que apesar de estar a pouco tempo ao meu lado, sempre se esforça e me ajuda a ser uma pessoa melhor.

Bibiano Winter Afonso

Dedico este trabalho a meus pais e meu irmão que sempre me apoiaram em minha trajetória na universidade.
E a minha amada Luísa, companheira, amiga e namorada, que sempre esteve ao meu lado durante todos esses anos.

Hugo Silva Reis

Dedico este trabalho a Deus por todas as conquistas e por sua fidelidade aos meus pais pelo incentivo e pela viabilização deste sonho, e aos meus irmãos e demais familiares pelo apoio em todo este período

Lucian Corguinha da Silva

“Tenho em mim todos os sonhos do mundo”

Fernando Pessoa

AGRADECIMENTOS

Primeiramente a Deus, sempre iluminando nossos passos e escolhas.

Às Professoras Flávia Chaves Alves e Juacyara Carbonelli Campos pela atenção e paciência na orientação deste trabalho.

As nossas famílias, que sempre estiveram ao nosso lado, apoiando e investindo em nosso sucesso.

Ao Tio Jeferson que mesmo não estando mais entre nós, foi um grande incentivador de nossos estudos.

Aos nossos amigos, pela amizade, pelos momentos de diversão e descontração.

Ao corpo docente da Escola de Química, pela sua dedicação e compromisso em formar Engenheiros capacitados.

Resumo de Projeto Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

AVALIAÇÃO ECONÔMICA DE DIFERENTES PROCESSOS PARA REMOÇÃO DE AMÔNIA DE LIXIVIADOS DE ATERROS SANITÁRIOS

Bibiano Winter Afonso

Hugo Silva Reis

Lucian Corguinha da Silva

Fevereiro, 2011

Orientadores: Prof. Flávia Chaves Alves, D.Sc

Prof. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

Este trabalho teve como objetivo realizar *scale up* e estudo de viabilidade econômica de duas formas de remoção de amônia em um lixiviado contendo teor de amônia em torno de 2000 mg/L. O estudo foi realizado a partir dos dados de tratabilidade obtidos em laboratório para remoção de amônia através de reação de precipitação de estruvita proposto por Schilling (2008) e através da remoção por arraste com ar proposta por Moura (2008) e considerou uma geração diária de 1000 m³, típica de grande parte dos aterros sanitários brasileiros de grande porte como o Aterro Metropolitano de Gramacho – RJ. Foram propostos fluxogramas industriais para ambos os processos. A partir dos fluxogramas obtidos pode-se estimar o valor do investimento necessário para a implementação de cada uma das propostas, e assim estimar o custo de tratamento destas duas rotas. Buscando a redução de custos e melhor desempenho dos processos foram propostas melhorias e sugestões de utilização de recursos existentes no próprio aterro, como o biogás, além do aproveitamento de resíduos gerados no tratamento, como o sulfato de amônio. Assim, a partir destes estudos, obteve-se um custo mensal de R\$ 44, 94 por m³ de lixiviado tratado para o processo de precipitação de estruvita e um custo mensal de R\$ 3,95 por m³ para o processo de arraste com ar, o que torna este processo mais atrativo que o anterior.

Índice

1. Introdução.....	1
2. Objetivos.....	3
3. Revisão Bibliográfica	4
3.1 Aterros Sanitários	4
3.2. Lixiviado de aterros sanitários.....	7
3.2.1. Características.....	7
3.2.2. Tratamentos de Lixiviados	10
3.3. Remoção de Amônia	15
3.3.1. Amônia	15
3.3.2. Uso da Amônia	15
3.3.3. Amônia em Lixiviados e seus Impactos.....	16
3.3.4.Tecnologia de arraste com Ar.....	19
3.3.4.1. Alcalinizante.....	19
3.3.4.2.Temperatura.....	20
3.3.5.Tecnologia de Precipitação por estruvita.....	21
3.4. Recuperação de amônia para produção de fertilizantes.....	22
3.5. Produção de Biogás	23
3.5.1 Propriedades físico-químicas do biogás	24
3.5.2 Geração de biogás em aterros.....	25
4. Estudos de Referência	29
4.1 Principais resultados obtidos por Moura (2008) utilizando o processo de arraste.	29
4.2 Principais resultados obtidos por Schilling (2008) utilizando o processo precipitação com estruvita	35
5. Metodologia.....	38
5.1. Construção de Fluxogramas:	38
5.2. Dimensionamento de Equipamentos	40
5.2.1. Dimensionamento de coluna de esgotamento (<i>stripping</i>) e absorção.	40
5.2.2. Dimensionamento de Bombas	42
5.2.3. Dimensionamento de Trocadores de Calor	43

5.2.3.1 Dimensionamento do Trocador de Integração.....	43
5.2.3.2 Dimensionamento do Trocador de Aquecimento.....	44
5.2.4. Dimensionamento dos Tanques de Aeração e Reação.....	45
5.2.5 Dimensionamento do sedimentador.....	46
5.3. Instrumentos utilizados.....	47
5.4. Avaliação econômica.....	47
6. Resultados.....	49
6.1. Fluxograma Básico.....	49
6.2. Dimensionamento da Coluna de Stripping e de Absorção.....	50
6.3. Dimensionamento de Bombas.....	52
6.4. Dimensionamento dos trocadores de Calor.....	53
6.5. Dimensionamento de Tanque de Aeração e Reação.....	53
6.6. Dimensionamento do Sedimentador.....	53
6.7. Resultados Avaliação Econômica.....	59
6.7.1. Processo de Arraste.....	59
6.7.1.1. Custos de Equipamentos Principais.....	61
6.7.1.2 Custos de Operação.....	62
6.7.2. Processo de Precipitação de Estruvita.....	63
6.7.2.1. Custos de Equipamentos Principais.....	64
6.7.2.2 Custos de Operação.....	64
7. Discussão.....	66
7.1. Processo de Arraste.....	66
7.2. Processo de precipitação.....	68
7.3. Comparação entre Processos de Arraste com Ar e Precipitação de Estruvita....	69
8. Conclusões.....	71
9. Referências Bibliográficas:.....	72

Lista de Tabelas

Tabela 1. Porcentagem de municípios de acordo com destinação final de resíduos. (2008)	6
Tabela 2. Numero de Municípios que utilizam lixões por região do Brasil	6
Tabela 3. Principais Parâmetros de Lixiviados Relacionados a Idade do Aterro	10
Tabela 4. Vantagens e Desvantagens Processos de Remoção de Amônia.....	18
Tabela 5 Categoria e Fator de correção de metano (FCM).....	27
Tabela 6. Teor de carbono degradável para cada componete presente no resíduo	27
Tabela 7. Resultados preliminares de remoção de amônia	31
Tabela 8. Influência da Vazão Específica e da Temperatura na Eficiência do Processo.	32
Tabela 9. Caracterização do Lixiviado após tratamento.	34
Tabela 10. Características do lixiviado antes e depois do tratamento de precipitação da estruvita.	36
Tabela 11. Equipamentos equivalentes em escala industrial para processo de arraste com ar	39
Tabela 12. Equipamentos equivalentes em escala industrial para processo de precipitação estruvita	39
Tabela 13 Programação de operação de sistema de tratamento por Precipitação com estruvita	45
Tabela 14. Volume da Coluna em função do número de equipamentos.....	50
Tabela 15. Vazão específica de $96 L_{ar}/h.L_{lixiviado}$ e 6 horas de tempo de residência	51
Tabela 16. Vazão Específica $96 L_{ar}/h.L_{lixiviado}$ e 7 horas de tempo de residência.....	51
Tabela 17. Vazão Específica de $120 L_{ar}/h.L_{lixiviado}$ e 5 horas de tempo de residência.....	51
Tabela 18. Vazão específica de $120 L_{ar}/h.L_{lixiviado}$ e 6 horas de tempo de residência	51
Tabela 19. Bombas utilizadas no processo de arraste.....	52
Tabela 20. Bombas utilizadas no processo de precipitação por estruvita.	52
Tabela 21. Equipamentos Principais Processo de Arraste	59
Tabela 22. Custo estimado dos principais equipamentos	61
Tabela 23. Custo complementares estimados.	61
Tabela 24. Custos de energia elétrica.	62
Tabela 25. Principais Equipamentos Processo de Precipitação de Estruvita	63
Tabela 26. Custo dos principais equipamentos.....	64
Tabela 27. Custo Complementares Estimados	64
Tabela 28. Consumo de Reagentes para tratamento de $1000 m^3$ de lixiviado por dia	65
Tabela 29. Custo dos reagentes do processo de precipitação da estruvita	65
Tabela 30. Custo de energia elétrica.....	65
Tabela 31. Comparação entre Processos	69

Lista de Figuras

Figura 1. Destino dos resíduos sólidos no Brasil.....	1
Figura 2. Distribuição do destino dos Resíduos sólidos dos Municípios Brasileiros	1
Figura 3. Corte esquemático de um aterro.....	5
Figura 4. Parâmetros de decisão para tipo de tratamento proposto por Moravia (2010)	11
Figura 5. Equilíbrio Químico da Amônia.	19
Figura 6 Variação da constante de Henry para a amônia em função da temperatura.	21
Figura 7. Cristais da estruvita	22
Figura 8. Curva mostrando a relação do poder calorífico do biogás em função da concentração de metano.	25
Figura 9. Coluna de PVC com 12 cm de diâmetro.	30
Figura 10 Aparelho com termopar acoplado.	31
Figura 11. Resultado da evolução de nitrogênio amoniacal e alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 73 Lar/h.Llixiviado.	33
Figura 12. Resultado da evolução do nitrogênio amoniacal e alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 96 Lar/h.Llixiviado.	33
Figura 13. Resultado da evolução do nitrogênio amoniacal e al alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 120 Lar/h.Llixiviado.	34
Figura 14. Diagrama de Blocos Processo Arraste com Ar	38
Figura 15. Fluxograma Básico Proposto para Processo de Arraste de Ar	49
Figura 16 Fluxograma Básico Proposto para Processo de Precipitação de Estruvita	50
Figura 17. Fluxograma Consolidado Processo de Stripping 1/2.....	54
Figura 18 . Fluxograma Consolidado Processo de Stripping 2/2.....	55
Figura 19. Fluxograma Consolidado Processo de Precipitação de Estruvita 1/2.....	57
Figura 20. Fluxograma Consolidado Processo de Precipitação de Estruvita 2/2.....	58

1. Introdução

Um dos maiores problemas da atualidade é a destinação do lixo urbano e os impactos causados por seu armazenamento. Segundo pesquisa do IBGE (2008), o Brasil produz cerca de 259.000 toneladas de resíduos sólidos por ano. A maioria destes resíduos é destinada para aterros sanitários ou varredouros a céu aberto, conforme mostra a Figura 1.

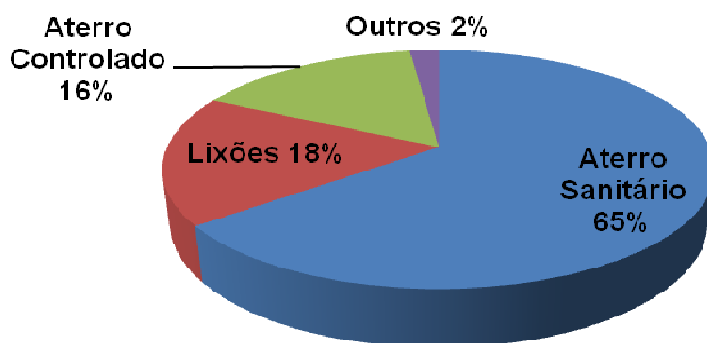


Figura 1. Destino dos resíduos sólidos no Brasil

Fonte. IBGE 2008

Porém, como mostrado na Figura 2, pode-se notar que a maioria dos municípios ainda adota o lixão como local de disposição dos resíduos. Essa diferença é ocorre porque a maioria das cidades que adota o aterro sanitário são cidades grandes com volumes de resíduos sólidos maior. A expectativa é que a maioria das cidades comece a adotar o aterro sanitário como local adequado ao armazenamento do lixo.

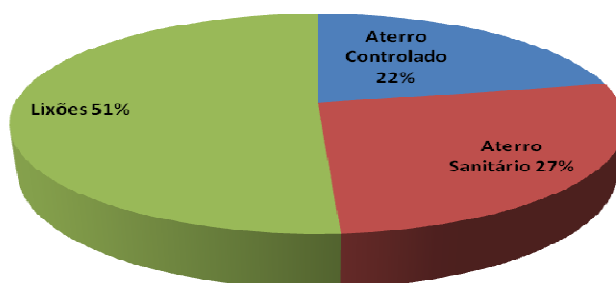


Figura 2. Distribuição do destino dos Resíduos sólidos dos Municípios Brasileiros

Fonte. IBGE 2008

A utilização de aterros sanitários como forma definitiva de disposição de resíduos sólidos urbanos continua sendo amplamente aceita e cada vez mais utilizada. Nos países da União Européia, do Mediterrâneo e nos Estados Unidos, por exemplo, os aterros sanitários correspondem à forma de disposição de resíduos mais utilizados nas últimas décadas (SCHILLING, 2008).

Segundo Cammarota et al.(1994) e Mannarino (2003), o tratamento de lixiviado de aterros sanitários tem mostrado dificuldade para a degradação biológica da matéria orgânica, em decorrência da elevada concentração de amônia (500 a 2000 mg/L), principalmente daqueles aterros mais antigos, onde os teores de amônia são maiores que 1000mg/L. Além disso, o tratamento biológico não tem demonstrado eficiência na remoção de nitrogênio amoniacal em níveis permitidos pela legislação para descarte (SCHILLING, 2008).

A liberação de amônia ao meio ambiente pode causar diversos impactos (SCHILLING, 2008):

- Toxicidade elevada nos rios prejudicando diretamente os seres vivos, podendo provocar até a morte;
- Agir como nutriente causando aumento excessivo de bactérias no solo e no meio hídrico provocando eutrofização;
- No ar pode causar formação de material particulado e irritação ao sistema pulmonar de seres vivos.

Uma alternativa para evitar esse problema é a prévia remoção da amônia do lixiviado do aterro. Essa remoção pode ser realizada por dois diferentes processos, que serão estudados neste trabalho: o arraste com ar e a precipitação de um sal de amônio e magnésio (estruvita).

2. Objetivos

Objetivo Geral:

O presente trabalho tem como objetivo realizar o *scale up* e o estudo de viabilidade econômica de duas formas de remoção de amônia em um lixiviado contendo teor de amônia em torno de 2000 mg/L. O estudo foi realizado a partir dos dados de tratabilidade obtidos em laboratório por Schilling (2008) e Moura (2008) e irá considerar uma geração diária de 1000 m³, típica de grande parte dos aterros sanitários brasileiros de grande porte como o Aterro Metropolitano de Gramacho – RJ.

Objetivos Específicos:

- Propor fluxograma em escala industrial dos processos estudados em laboratório;
- Estimar o valor do investimento necessário para a implantação de cada uma das duas rotas propostas e o custo de tratamento pelas duas rotas propostas;
- Propor modificações nos processos estudadas por Schilling (2008) e Moura (2008);
- Estudar o aproveitamento de resíduos gerados no tratamento como o sulfato de amônia e a estruvita.

3. Revisão Bibliográfica

3.1 Aterros Sanitários

Utilizados como disposição final de resíduos sólidos urbanos, os aterros sanitários vêm sendo cada vez mais utilizados devido ao grande crescimento populacional e do volume de resíduos que é gerado. Não há dúvida que este tipo de disposição é o mais adequado quando comparado a outras soluções que enfrentam cada vez mais restrições ambientais para operação como os lixões e aterros controlados. A seguir será apresentada uma rápida descrição de cada uma das formas citadas:

Lixões ou Vazadouros:

Carvalho (2010) define lixões ou vazadouros como uma simples descarga de resíduos sólidos no solo sem nenhum tipo de preocupação com os impactos gerados à saúde pública e ao meio ambiente.

Neste tipo de disposição, não há nenhum tipo de separação ou segregação de resíduos. Como principais danos e conseqüências podem-se destacar: contaminação de águas superficiais e subterrâneas pelo lixiviado formado, a proliferação de vetores e geração de mau cheiro.

Aterro Controlado:

Schilling (2008) destaca que a principal diferença entre os vazadouros e os aterros controlados está no controle mínimo como cobertura do solo, compactação de resíduos para redução de volume e restrição de entrada de animais e pessoas nas áreas utilizadas.

Aterro Sanitário:

De acordo com NBR 8419/1992, os aterros sanitários são definidos como “técnica de disposição de resíduos sólidos urbanos no solo, sem causar danos à saúde pública e à sua segurança, minimizando os impactos ambientais, método este que utiliza princípios de engenharia para confinar os

resíduos sólidos à menor área possível e reduzi-los ao menor volume permissível, cobrindo-os com uma camada de terra na conclusão de cada jornada de trabalho, ou a intervalos menores, se for necessário” (ABNT, 1992).

Em termos gerais, o aterro consiste em um conjunto células com a seguinte infraestrutura: cercamento, cinturão verde, drenagem de águas pluviais, impermeabilização da base, drenagem e tratamento de percolato, drenagem de gases e poços de monitoramento. A Figura 3 mostra um esquema geral de aterro sanitário.

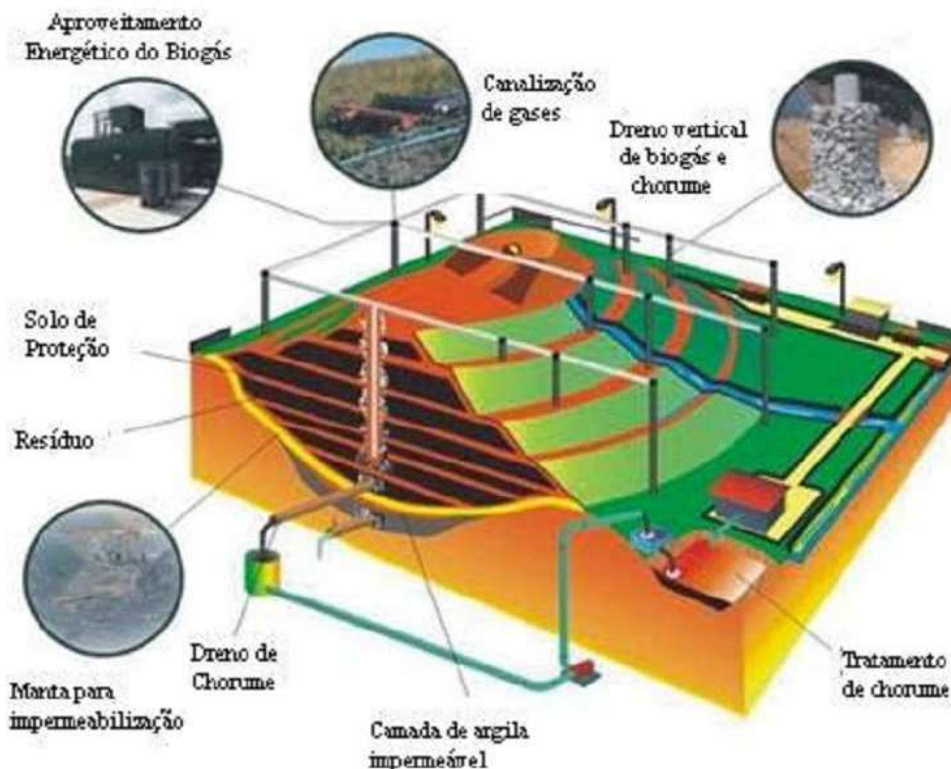


Figura 3. Corte esquemático de um aterro.

Fonte: Figueiredo, 2007.

É importante lembrar, que mesmo sendo uma das formas mais seguras de se dispor resíduos, o aterro sanitário não deve ser utilizado de maneira indiscriminada, é necessária uma redução do volume de resíduos gerados, pois esta não é uma forma de tratamento. Sempre que possível, deve-se reutilizar e reciclar materiais para que expansão das áreas destinadas a aterros ocorra de forma ordenada e planejada.

A Tabela 1 mostra a porcentagem de municípios brasileiros de acordo com a destinação final de resíduos nos anos de 1989, 2000 e 2008:

Tabela 1. Porcentagem de municípios de acordo com destinação final de resíduos. (2008)

Ano	Vazadouro a céu aberto	Aterro controlado	Aterro Sanitário
1989	88,2	9,6	1,1
2000	72,3	22,3	17,3
2008	50,8	22,5	27,7

Fonte: IBGE, 2008.

Conforme pode ser observado, durante os anos de acompanhamento da pesquisa do IBGE, ocorreu uma redução significativa do percentual de municípios com destinação de resíduos aos lixões. Tal fato pode ser explicado pela crescente restrição à implantação e continuidade de operação dessas unidades devido ao seu potencial de danos à saúde e ao meio ambiente. Nota-se também um crescimento significativo da utilização de aterros, principalmente o sanitário, muito embora os vazadouros continuem sendo o principal destino dos resíduos de mais da metade dos municípios brasileiros. Esta realidade é principalmente observada nas regiões Norte e Nordeste onde 85,5% e 89,3% dos municípios apresentam destinação de resíduos aos lixões respectivamente (IBGE, 2008). A Tabela 2 mostra o número de municípios com este tipo de disposição:

Tabela 2. Numero de Municípios que utilizam lixões por região do Brasil

Grandes Regiões	Número de Municípios
Brasil	2800
Norte	380
Nordeste	1598
Sudeste	311
Sul	182
Centro-Oeste	339

Fonte: IBGE, 2008.

Na Região Sudeste, os municípios do Estado de São Paulo registraram as menores proporções de destinação dos resíduos sólidos aos lixões, 7,6%, enquanto os municípios do Estado do Rio de Janeiro foram o destaque

negativo, sendo este tipo de destinação praticado por 33,0% deles. (IBGE, 2008).

3.2. Lixiviado de aterros sanitários

3.2.1. Características

O lixiviado, também conhecido como chorume, é um líquido turvo, escuro e malcheiroso, formado pela solubilização de componentes orgânicos e inorgânicos do lixo na água, principalmente de origem pluvial. Essa água fica em contato com o lixo durante certo período e, por ação natural da gravidade, percola através da porosidade existente até encontrar uma camada impermeável do solo, formada por rochas, ou mesmo superfícies previamente preparadas para receber o lixo, onde acumula e escoar.

Devido seu processo de formação, sua composição está diretamente relacionada às características do lixo destinado no aterro (composição, umidade, idade, massa específica, método de disposição, etc), às condições geográficas, ambientais e climáticas como a disponibilidade de água no local (recirculação de líquidos gerados, irrigação da camada de cobertura, presença de lodos, etc.), das características da camada de cobertura (umidade, vegetação, declividades, etc) e dos métodos de impermeabilização do local (EL-FADEL et al., 2002). Desta forma, pode-se afirmar que a composição dos lixiviados pode variar não somente de um local para outro, mas também em um mesmo local e entre épocas do ano diferentes dependendo das características citadas e da fase de decomposição dos resíduos.

De maneira geral o percolado formado tem a seguinte composição: compostos orgânicos dissolvidos (principalmente metano, ácidos graxos voláteis, compostos húmicos e fúlvicos), compostos orgânicos xenobióticos (representados por hidrocarbonetos aromáticos, compostos de natureza fenólica e organoclorados alifáticos), macrocomponentes inorgânicos (Ca^{+2} , Mg^{+2} , Na^- , K^+ , NH_4^- , Fe^{+2} , Fe^{+3} , Mn^{+2} , Cl^- , SO_4^{2-} e HCO_3^-) e metais tóxicos como Cd, Cr, Cu, Pb, Ni e Zn (FERREIRA, 2006).

O lixiviado é gerado durante todo o ciclo de vida do aterro, porém a idade do aterro tem grande influência sobre as características e tratabilidade do efluente. Aterros mais jovens apresentam alta concentração de matéria orgânica facilmente biodegradável viabilizando a utilização de tratamento biológico enquanto que aterros com mais anos de operação apresentam alta concentração de compostos recalcitrantes que devem ser removidos por processos físico-químicos como: coagulação-floculação, processos oxidativos avançados, adsorção etc. Aterros mais antigos também apresentam concentração superior de nitrogênio amoniacal quando comparados a outros aterros (REINHART & AL-YOUSFI, 1996).

O processo de biodegradação dos resíduos sólidos depositados ocorre em quatro fases distintas (Hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese) que alteram gradativamente a composição do lixiviado (ALMEIDA & VILHENA, 2002). Cada uma das fases, será brevemente descrita a seguir:

Hidrólise

A hidrólise é o processo de conversão de macromoléculas como proteínas, carboidratos e lipídeos em compostos dissolvidos mais simples como aminoácidos, pequenos sacarídeos, ácidos graxos e alcoóis, realizado por enzimas hidrolíticas extracelulares excretadas por bactérias (CHERNICHARO, 1997).

Acidogênese

O processo seguinte de degradação consiste na conversão das moléculas solúveis formadas na etapa de hidrólise em moléculas ainda mais simples, como ácidos graxos voláteis, hidrogênio e gás carbônico. A conversão ocorre no interior das células acidogênicas.

Acetogênese

Nesta terceira fase, as células acetogênicas promovem a oxidação dos produtos gerados nas fases anteriores produzindo ácidos orgânicos voláteis (principalmente ácido acético), hidrogênio e dióxido de carbono.

A produção de compostos ácidos, principalmente na acidogênese e na acetogênese, provocam redução do pH e conseqüentemente promovem o aumento da solubilidade de compostos inorgânicos como ferro, metais pesados e cálcio. Segundo Castilhos et al (2006), a acidificação promove o aparecimento de mau cheiro devido a formação e liberação de gás sulfídrico (H₂S) e outros gases de odores desagradáveis.

Metanogênese

Devido à grande quantidade de ácidos graxos voláteis formados nas duas etapas anteriores, os lixiviados até então produzidos, apresentam uma relação DBO/DQO maior que 0,5 apresentando uma fonte de matéria orgânica rica para micro-organismos anaeróbios principalmente arqueias metanogênicas que produzem metano (CH₄) e gás carbônico. À medida que os ácidos orgânicos são consumidos, ocorre a elevação do pH que favorece a fase metanogênica visto que a atividade ótima dos micro-organismos envolvidos está entre 6,6 e 7,3.

Deve-se esclarecer que, apesar de serem consideradas fases do aterro, cada uma das fases acima pode ocorrer simultaneamente em diferentes regiões: enquanto que resíduos recém dispostos, assim como aqueles próximos à superfície, estão em fase aeróbia, as camadas mais antigas podem estar em processo de metanogênese estável. (SOUTO, 2009)

A relação DBO/DQO é um importante parâmetro que pode sugerir o estado de degradação em que a maior parte dos resíduos está. Tanto as concentrações de DBO quanto DQO, tendem a diminuir conforme o processo de degradação ocorre. Entretanto, a DQO apresenta taxas de redução menores, pois permanecem no lixiviado por serem mais dificilmente

biodegradáveis. Castilhos Jr. et al. (2006) sugerem as seguintes relações para determinação do estágio de estabilidade dos aterros sanitários: $DBO/DQO > 0,5$ indica um aterro novo e instável; $0,1 < DBO/DQO < 0,5$ indica um aterro moderadamente estável; $DBO/DQO < 0,1$ indica um aterro antigo e estável.

A Tabela 3 apresenta os principais parâmetros dos lixiviados relacionados com sua idade. Segundo Kurniawan et al. (2006), aterros com tempo de operação inferior a um ano são considerados jovens enquanto que intermediários operam de uma cinco anos e aterros estabilizados são aqueles com mais de cinco anos.

Tabela 3. Principais Parâmetros de Lixiviados Relacionados a Idade do Aterro

Parâmetros	Jovem		Tipo de aterro intermediário	Estabilidade	
	A	B	A	A	B
Ph	< 6,5	8,2 - 8,3	6,5 – 7,5	>7,5	8,2 - 8,3
Cor (UP ₀ Co)		2.800– 3.000			
DQO (mgO ₂ /L)	> 15.000	18.500 – 20.000	3.000 – 15.000	< 3.000	4.652 – 5.679
DBO (mgO ₂ /L)	-	9.920 -10.000	-	-	650 – 690
DBO/DQO	0,5 - 1,0	0,5 – 0,6	0,1 – 0,5	< 0,1	0,1
COT/DQO	< 0,3	-	0,3 – 0,5	>0,5	-
N-NH ₃ (mg/L)	< 400	2.400-2.540	NA	>400	2.900 – 3.000

Fontes: A - Kurniawan (2006) B – Marañoñ et al. (2008)

3.2.2. Tratamentos de Lixiviados

Atualmente, diversos métodos têm sido estudados e utilizados para tratamento do lixiviado de aterros sanitários, dentre eles podemos citar: processos biológicos aeróbios e anaeróbios, recirculação, lagoas de estabilização, processos oxidativos, precipitação química, coagulação-floculação, adsorção em carvão ativo, processos com membranas entre outros.

De maneira geral, as tecnologias são definidas de acordo com as características do efluente e restrições impostas para descarte do tratado. A variabilidade descrita anteriormente na composição do lixiviado exige que os processos sejam adaptáveis às variações de biodegradabilidade, concentração de poluentes e de volume. Devido à especificidade de remoção de

determinados grupos de contaminantes para cada tratamento, dificilmente encontramos um único processo capaz de atender à legislação.

Dentro desse contexto, a Figura 4 apresenta o critério de seleção de tratamento proposto por Moravia (2010):

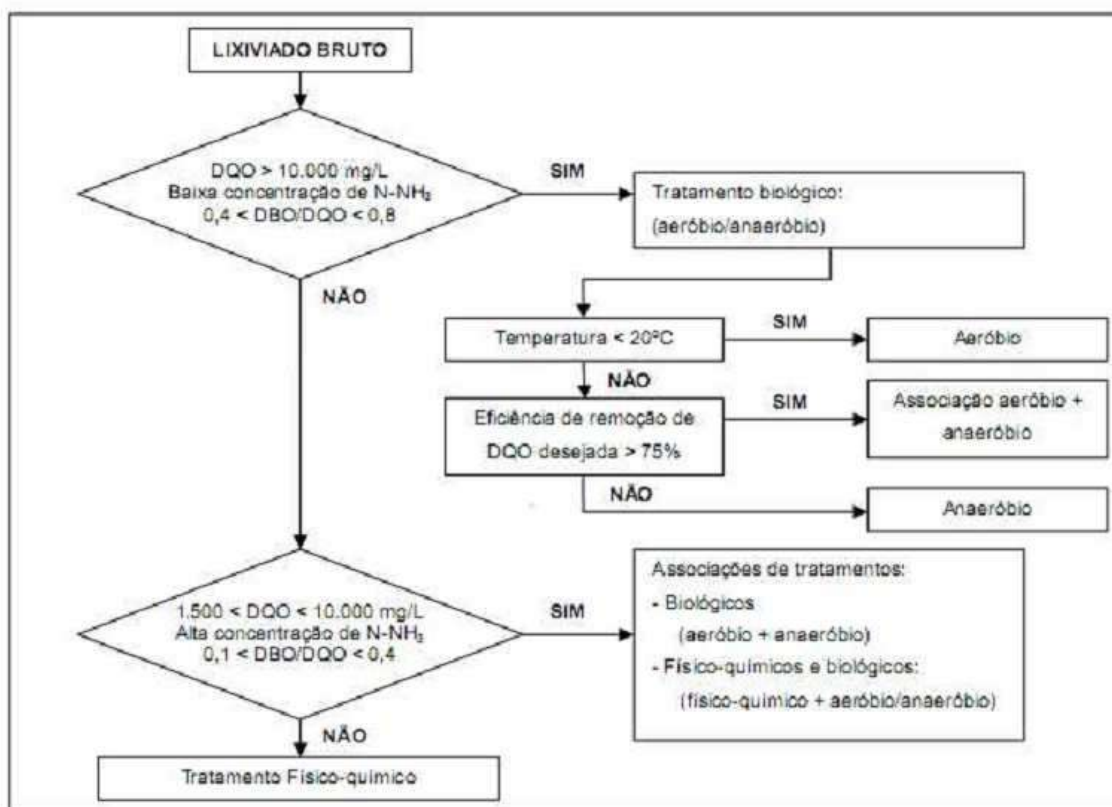


Figura 4. Parâmetros de decisão para tipo de tratamento proposto por Moravia (2010)

Os processos mais utilizados e estudados são detalhados a seguir:

Processos Biológicos:

Os processos biológicos são sem dúvida os mais utilizados para o tratamento não só de lixiviados de aterros sanitários, mas também de outros efluentes. Eles consistem na remoção do contaminante, principalmente matéria orgânica, através da metabolização dessas substâncias por micro-organismos.

Segue uma rápida descrição de alguns métodos de tratamento biológico:

a) Lagoas de estabilização

As lagoas de estabilização são lagoas naturais ou artificiais que funcionam como reatores biológicos, onde microrganismos contidos no próprio efluente degradam o material orgânico (CAMMAROTA, 2010).

b) Filtros biológicos

Os filtros biológicos, também conhecidos como reatores biológicos aeróbios de leito gotejante são reatores com microrganismos presos em biofilmes por onde o efluente percola enquanto ocorre a degradação biológica. Além de remover carga orgânica, eles são eficientes no processo de nitrificação (CAMMAROTA, 2010).

c) Lodos Ativados

É um processo biológico no qual o esgoto afluente e o lodo ativado são intimamente misturados, agitados e aerados (em um tanque de aeração), ocorrendo a decomposição da matéria orgânica pelo metabolismo das bactérias presentes (SILVA, 2002).

Neste processo, na etapa biológica, utiliza-se um tanque de aeração, um tanque de decantação e se faz a recirculação do lodo ativado.

São utilizados em escala mundial, para tratamento de despejos doméstico e industrial, em situações em que se requer elevada qualidade do efluente e se possui pouco espaço (SILVA, 2002).

Processos Físico-Químicos

Os processos físico-químicos são aqueles empregados com o intuito de remover sólidos orgânicos em suspensão e compostos inorgânicos que não podem ser removidos por processos biológicos.

De maneira geral, esses processos são utilizados antes do tratamento biológico para aumentarem a biodegradabilidade do lixiviado e reduzir a toxicidade aos micro-organismos e após o tratamento biológico como forma de polimento e adequação às normas ambientais de descarte.

Uma descrição das principais técnicas utilizadas no tratamento físico-químico é mostrada a seguir.

a) Coagulação/Floculação

A coagulação é um processo largamente utilizado para promover a clarificação de diversos tipos de efluentes e consiste na adição de agentes químicos que neutralizam as cargas elétricas das partículas promovendo a formação de ligações químicas e a absorção das cargas superficiais presentes. Geralmente esse tipo de tratamento é empregado junto com a floculação que consiste na aglutinação das partículas geradas no processo de coagulação com posterior separação gravitacional do material particulado (ECKENFELDER, 1989).

b) Precipitação química

A precipitação química é o processo pelo qual íons dissolvidos em solução são transformados numa fase sólida insolúvel após reações químicas. Este processo utilizado principalmente para remoção de refratários, amônia e metais pesados (Silva, 2002). A precipitação de nitrogênio amoniacal por precipitação será descrita detalhadamente na seção 3.3.5.

c) Adsorção

A adsorção é um processo de transferência de massa no qual a substância é transferida da fase líquida para a fase sólida onde permanece ligada por interações físicas ou químicas. Ela é usada geralmente para remoção de espécies químicas dissolvidas, como, metais pesados, íons

metálicos e uma variedade de substâncias orgânicas, principalmente matéria orgânica recalcitrante de lixiviados, passíveis de serem adsorvidos em matrizes sólidas adequadas, como o carvão ativado e zeólitas (AZIZ et al., 2004).

d) Remoção por arraste com ar

O processo de arraste é um processo físico químico que remove compostos voláteis pela passagem de ar. O processo de arraste de amônia será detalhadamente exposto na seção 3.3.4.

e) Processos Oxidativos Avançados

Método utilizado para degradação de compostos orgânicos altamente recalcitrantes pela oxidação dos compostos a CO_2 e H_2O .

A oxidação é realizada por radicais hidroxila ($^{\circ}\text{OH}$) produzidos por processos como: fotocatalise heterogênea, reação de Fenton, sistemas do tipo UV/ H_2O_2 e processos com ozônio (MOURA, 2008).

f) Processos de Separação por Membranas

O processo de separação por membrana é uma variação do processo de filtração convencional com poros de tamanho bem inferior aos filtros clássicos. Eles são classificados de acordo com o tamanho dos poros em microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose inversa.

Atualmente, este processo vem sendo utilizado para diversas aplicações, inclusive para tratamento de lixiviados como etapa final de polimento. A desvantagem da técnica esta no alto custo operacional associado ao entupimento dos poros da membrana que ocorre principalmente em soluções com teor alto de sólidos suspensos (PETERS, 1998.)

g) Processos Combinados

Existem ainda métodos que apresentam tanto características de tratamentos físico-químicos quanto de tratamentos biológicos como o processo de recirculação. A recirculação de lixiviado é uma técnica empregada dentro do próprio aterro que promove a evaporação natural de lixiviado, reduzindo os volumes a serem tratados ao mesmo tempo em que ocorre a degradação anaeróbica no interior da célula.

Devido ao seu modo de operação, este processo só deve ser utilizado em regiões onde o balanço hídrico é negativo, ou seja, em regiões onde a taxa de evaporação é maior do que a precipitação pluviométrica (MORAVIA, 2010).

3.3. Remoção de Amônia

3.3.1. Amônia

A amônia (NH_3) é uma molécula polar, principal razão pela sua grande solubilidade em água, na forma de uma pirâmide trigonal. Os átomos de hidrogênios constituem a densidade positiva da molécula, enquanto o arranjo assimétrico das moléculas resulta em um acúmulo de carga negativa junto ao átomo de nitrogênio. (FERRAZ, 2010)

3.3.2. Uso da Amônia

A quantidade de amônia produzida pelo homem anualmente é quase igual à produzida pela natureza no mesmo intervalo de tempo (FERRAZ, 2010). A maior parte de amônia produzida pelo homem é usada na fabricação de fertilizantes. Porém ela também é utilizada no tratamento de água, na fabricação de plástico, explosivos, pesticidas e outros produtos químicos.

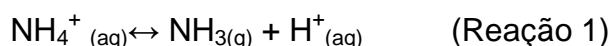
Entre os fertilizantes pode se citar a amônia propriamente dita, uréia, o nitrato de amônio, o fosfato de amônio e o sulfato de amônio (USEPA, 1998).

3.3.3. Amônia em Lixiviados e seus Impactos.

A grande atividade biológica presente tanto na massa de resíduo quanto na drenagem faz com a quase totalidade de nitrogênio encontrado em lixiviados de aterros sanitários seja nitrogênio amoniacal, que são um dos grandes responsáveis pela contaminação de corpos hídricos (FERRAZ, 2010).

A quase totalidade da amônia produzida em lixiviados de aterros sanitários é oriunda da decomposição de matéria orgânica, principalmente proteínas.

Em meio aquoso, a amônia se encontra na sua forma iônica NH_4^+ e caso o pH esteja próximo a 7, a 25°C, haverá a mesma porcentagem de concentração de íons NH_4^+ do que de íons livres NH_3 , conforme reação 1 e equação 1 abaixo (METCALF e EDDY, 2003).



$$[\text{NH}_3] = \frac{100}{1 + \frac{[\text{H}^+]}{\text{Ka}}} \quad (\text{Eq. 1})$$

Onde: Ka é a constante de dissociação ácida e seu valor é de $5,2 \times 10^{-6}$ a 25°C e 1 atm.

A amônia livre (NH_3) dissolvida na água pode ser tóxica aos peixes e a qualquer organismo vivo, mesmo em baixas concentrações. Além disso, estudos realizados mostram que em altas concentrações a amônia prejudica o tratamento biológico realizado nas estações de tratamento de lixiviado, conferindo elevada toxicidade ao efluente (SILVA, 2002). A amônia não ionizada (NH_3) é muito mais perigosa porque pode se difundir com muito mais facilidade através do epitélio dos organismos aquáticos do que o íon amônio carregado positivamente. Dessa forma, torna-se necessário uma etapa prévia de remoção parcial da amônia (FERRAZ, 2010).

A legislação federal brasileira para descarte de efluentes prevê um valor de 20 mg/L de N-NH₃ para o lançamento de efluentes em geral (CONAMA 397/2008). Já a legislação fluminense prevê um valor de 5 mg/L (INEA NT 202/1986). A emissão de amônia na atmosfera tem causado diversos impactos, tais como formação de material particulado, acidificação e eutrofização do solo (FERRAZ, 2010).

A formação de material particulado se dá pela neutralização de ácidos presentes na atmosfera. A acidificação do solo ocorre, pois bactérias nitrificantes do solo utilizam a amônia, liberando íons H⁺. Porém um aumento na concentração de amônia pode acarretar numa maior liberação de íons H⁺ ocasionando na queda do pH do solo e acidificando o mesmo (ENVIRONMENT CANADA, 2001; FERRAZ, 2010).

Quanto à saúde humana, os efeitos resultantes do contato com a amônia variam com a concentração e o tempo de exposição. Para exposições leves e moderadas com concentrações entre 40 e 700 mg/L, podem ser mencionados irritação nas vias respiratórias, garganta e olhos, além de náuseas, enjôos e dor de cabeça. Exposições mais severas causam edema pulmonar, graves queimaduras nos olhos e pele e em concentrações acima de 5000mg/L a exposição pode ser letal (USEPA, 1998; FERRAZ, 2010).

De acordo com a portaria nº.3.214/78 do Ministério do Trabalho e Emprego, a amônia oferece grau médio de insalubridade e seu limite de tolerância é de 20mg/L num tempo de exposição de 48h/semana (MINISTÉRIO DO TRABALHO, 1978).

Oliveira et al (2009) avaliaram a emissão de NH₃ por aterros sanitários, promovendo a coleta de gases numa área próxima à lagoa de armazenamento de lixiviado. Segundo esse estudo, foi constatado uma concentração de NH₃ entre 60 e 105 mg/L. Essa concentração está acima da estabelecida pela legislação trabalhista (MINISTÉRIO DO TRABALHO, 1978).

Dessa forma, pode-se observar que há necessidade de tratamento de remoção de amônia do lixiviado, mas também se torna necessário impedir que essa amônia retirada seja liberada para atmosfera.

A remoção de amônia de efluentes pode ser realizada por diversas tecnologias, dentre as quais é possível destacar: processos de nitrificação/desnitrificação biológica, cloração, troca iônica, o arraste com ar e a precipitação como estruvita. A Tabela 4 apresenta uma comparação entre os diversos processos de remoção de amônia de efluentes.

Tabela 4. Vantagens e Desvantagens Processos de Remoção de Amônia.

Processo	Vantagens	Desvantagens
Arraste com Ar	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Processo pode ser controlado de forma a obter taxas de remoção desejada; ✓ Não apresenta sensibilidade de substâncias tóxicas; ✓ Processo pode ser capaz de atingir padrões de descarte de nitrogênio total. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Processo sensível à temperatura; ✓ Requer ajuste de pH; ✓ Pode apresentar depósitos de carbonato de cálcio no recheio, caso se use torre recheada;
Cloração	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Todo nitrogênio em forma de amônia pode ser oxidado; ✓ Requer pouco espaço físico; ✓ Não afetado por substâncias tóxicas; ✓ Não afetado pela temperatura; ✓ Baixo custo de investimento. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Pode apresentar altos valores residuais de cloro tóxicos para organismos aquáticos; ✓ Sensível a pH; ✓ Alto custo operacional; ✓ Adição de cloro aumenta os Sólidos Dissolvidos Totais; ✓ Requer controle rígido para evitar a formação de organoclorados nitrogenados; ✓ Requer operador altamente treinado e qualificado.
Troca Iônica	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Produz produtos aquosos recuperáveis; ✓ Processo pode ser capaz de atingir padrões de descarte de nitrogênio total; ✓ Fácil controle de qualidade do produto. 	<ul style="list-style-type: none"> ✓ Matéria orgânica pode provocar aderência à resina e diminuir sua capacidade troca; ✓ Elevada concentração de outros cátions pode reduzir a capacidade de remoção de amônia; ✓ Elevados custos de investimento e operação; ✓ Necessita de operador altamente treinado.

Fonte: Moura, 2008.

3.3.4. Tecnologia de arraste com Ar

Considerada como uma das tecnologias mais eficientes para a remoção de nitrogênio amoniacal o arraste com ar, também chamado de “air stripping”, pode ser definido como um processo de transferência de massa que acelera a volatilização de compostos de uma fase líquida para uma fase gasosa fazendo-se passar ativamente ar através do líquido.

O arraste com ar pode ser utilizado tanto para gases dissolvidos em água quanto para compostos orgânicos voláteis COV's. Dentre os gases que podem ser removidos por arraste estão alguns que sofrem ionização no meio aquoso entre eles: amônia (NH_3), gás carbônico (CO_2) e gás sulfídrico (H_2S). Somente a forma gasosa desses compostos pode ser removida, as formas iônicas são totalmente solúveis e necessitam serem convertidas em gás.

Para a remoção de amônia, podem ser utilizadas duas técnicas para conversão de íons em gás: o aumento de temperatura e adição de base. Ambos os processos atuam no deslocamento do equilíbrio da reação mostrada no esquema da Figura 5 para formação de amônia livre.

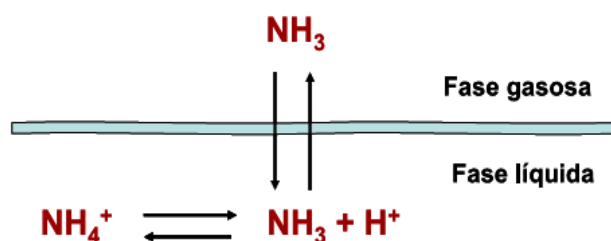


Figura 5. Equilíbrio Químico da Amônia.

Fonte Souto, 2010.

Os itens a seguir destacam o mecanismo de cada uma das opções para a conversão de íons amônio em amônia livre.

3.3.4.1. Alcalinizante

Para que ocorra a remoção de nitrogênio do lixiviado, é necessário que este esteja na forma de amônia livre. Como pode ser observado na reação de

dissociação dos íons amônia, Figura 5, existe a possibilidade de incremento de produção de NH_3 pela retirada deste gás, deslocando o equilíbrio no sentido de produção de amônia, pelo princípio de Le Chatelier, ou pela adição de íons OH^- também promovendo o mesmo efeito qualitativo. O processo de arraste mais realizado utiliza como complemento a cal, que apresenta propriedades de remoção de metais e outros compostos também presentes no lixiviado.

Como principais desvantagens desse processo, observamos a necessidade de correção do pH para envio do lixiviado para etapas posteriores de tratamento, consumindo outros reagentes como ácidos, além dos problemas gerados pela incrustação e entupimento de membranas e geração de lodo.

3.3.4.2. Temperatura

A temperatura possui uma dupla influência no processo de remoção de amônia. A elevação de temperatura provoca um aumento sobre o pKa de dissociação da amônia aumentando a conversão de íons amônia em amônia gás. Além disso, com o incremento de temperatura, a solubilidade da amônia no líquido diminui, contribuindo para o arraste de amônia pelo ar.

Lide (1993) encontrou a equação 2 que representa a dependência do coeficiente de dissociação com a temperatura:

$$pKa = 4 \times 10^{-2} \times T^3 + 9 \times 10^{-9} \times T^2 - 0,0356 \times T + 10,0072 \quad (\text{Eq. 2})$$

A redução da solubilidade da amônia pode ser explicada pelo aumento da constante de Henry que varia com a temperatura de acordo com a equação de Van't Hoff (CHAGAS, 1999), que pode ser escrita da seguinte forma:

$$\text{Log}H = -(A \div T) + B \quad (\text{Eq. 3})$$

Onde:

H é a constante de Henry;

T é a temperatura em Kelvin;

A e B são parâmetros da equação.

Para a amônia, Metcalf & Eddy (2003) propuseram os seguintes ajustes para a equação 3, $A=1887,12$ e $B=6,315$ obtendo o gráfico que correlaciona a constante de Henry com a Temperatura, conforme Figura 6.

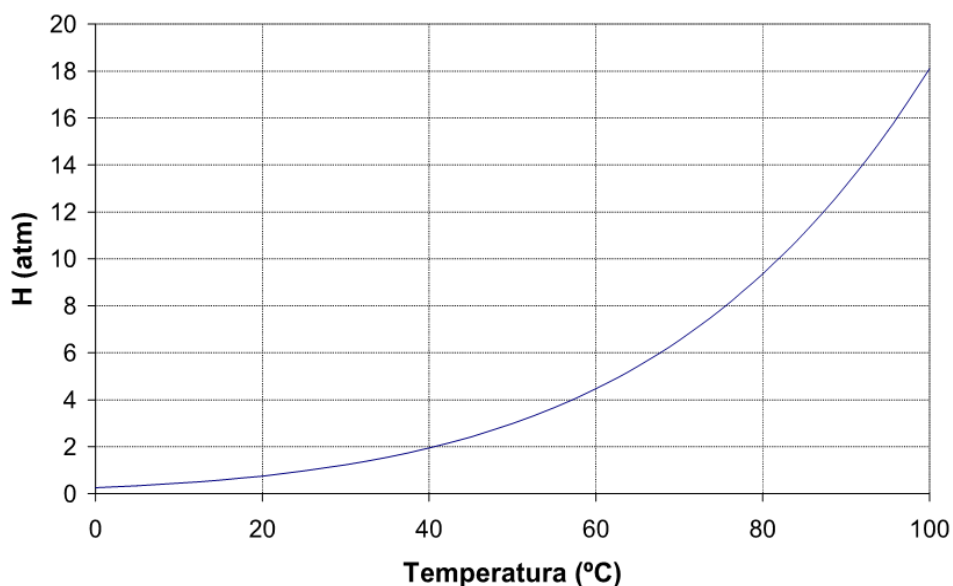


Figura 6 Variação da constante de Henry para a amônia em função da temperatura.

Fonte: Metcalf & Eddy (2003)

Conforme pode ser notado pelo gráfico da Figura 6, o aumento da constante de Henry é cada vez maior com o aumento de temperatura, ou seja, quanto maior a temperatura mais volátil se torna a amônia.

Experimentos de Collivignarelli et al. (1998), observaram uma remoção três vezes maior para incremento de temperatura de 20°C para 40°C. No item a seguir são apresentados, de forma resumida, os principais resultados obtidos por Moura (2008). Cabe ressaltar que estes resultados serviram de base para o desenvolvimento do presente trabalho.

3.3.5. Tecnologia de Precipitação por estruvita

Uma das alternativas para remoção de $N-NH_3$ que demonstra ser eficaz é a precipitação através da formação de estruvita.

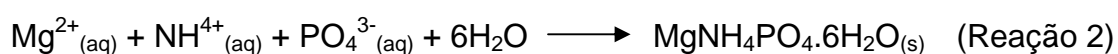
O fosfato de magnésio e amônia hexahidratado (estruvita) é um fosfato relacionado ao calculo urinário, resultado de disfunções metabólicas (LIND *et al.*, 2000 ; BIHL e MAYERS, 2001). A precipitação da estruvita em estações de

tratamento de efluentes é estudada desde 1939 quando foi reportado que a precipitação da mesma gerava incrustações em tubulações, telas e bombas (RAWN et al., 1939 ; BORGERDING, 1972).

O precipitado de estruvita possui baixa solubilidade o que o leva a ser amplamente estudado como ferramenta de remoção de nitrogênio amoniacal de efluentes industriais e lixiviados de aterro sanitário (DOYLE *et al.*,2002).

Estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$) , é um composto formado por fosfato, amônia e magnésio na relação de 1:1:1. (DOYLE e PARSONS, 2002).

A formação da estruvita segue a reação 2:



Segundo Doyle e Parsons (2002) a estruvita possui cristais com estrutura ortorrômbica definida, conforme Figura 7.



Figura 7. Cristais da estruvita
Fonte: DOYLE e PARSONS, 2002.

3.4. Recuperação de amônia para produção de fertilizantes

A indústria de fertilizante brasileira teve início na década de 40 e teve sua produção voltada para a mistura de nitrogênio-fósforo-potássio (NPK) a partir de fertilizantes importados. Porém, mesmo com avanços na estrutura e privatizações no setor, até hoje o país depende da importação de fertilizantes para suprir a demanda do agronegócio (FERNANDEZ et al, 2009).

Em virtude da importância dos fertilizantes nitrogenados no agronegócio, o sulfato de amônio e a estruvita, que fazem parte dos estudos deste trabalho, serão discutidos nesse subitem.

Quanto à característica, os fertilizantes podem ser encontrados na forma sólida (em pó ou grânulos), líquida ou fluida (suspensões ou soluções) e gasosa, porém somente a amônia anidra se enquadra neste exemplo (FERRAZ, 2010).

O sulfato de amônio é um importante fertilizante e pode ser obtido como subproduto de processos industriais ou através da reação entre a amônia anidra e do ácido sulfúrico. Uma das vantagens desse fertilizante é o alto teor de enxofre, 24% (MUNIZ Jr, 2009).

Como a presença de impurezas não impede a utilização do sulfato de amônia na agricultura, o sulfato de amônio é fornecido como subproduto de processo químicos, dessa forma há uma redução de custos (MUNIZ Jr., 2009;).

Segundo dados do Anuário da Indústria Química Brasileira de 2009, a produção nacional representa apenas 15% da demanda pelo sulfato de amônio, enquanto 85% da demanda são supridas pela importação.

Quanto à estruvita, esta possui grande potencial para ser utilizada na indústria de fertilizantes, pois encontramos em sua composição nitrogênio-fósforo que são essenciais na composição de qualquer fertilizante, porém não existem dados na literatura informando sua demanda no mercado nacional ou internacional.

A estruvita precipitada em aterros pode ser utilizada se o lixiviado não possuir altos níveis de metais pesados caso contrario não pode ser utilizada como fertilizante (T.A. KURNIAWAN *et al*, 2006).

3.5. Produção de Biogás

O biogás, até pouco tempo, era considerado como um subproduto obtido por meio da decomposição de lixo urbano, do tratamento de efluentes domésticos e resíduos animais. Porém, a alta dos preços dos combustíveis convencionais e o crescente desenvolvimento econômico vêm estimulando

pesquisas de fontes renováveis para produção de energia tentando criar, deste modo, novas formas de produção energética que possibilitem a redução da utilização dos recursos naturais esgotáveis (JIMENEZ, 2007).

A conversão energética do biogás pode ser apresentada como uma solução para o grande volume de resíduos produzidos por atividades agrícolas e pecuárias, destilarias, tratamento de esgotos domésticos e aterros sanitários, visto que reduz o potencial tóxico das emissões de metano ao mesmo tempo em que produz energia elétrica, agregando, desta forma, ganho ambiental e redução de custos (FIGUEIREDO, 2007; JIMENEZ 2007).

O biogás é produzido através da decomposição da matéria orgânica. Sua produção é possível devido à quantidade de resíduos orgânicos, como lixo doméstico, resíduos agrícolas e pecuários, lodo de esgoto, entre outros. É composto por 60% de metano 35% de dióxido de carbono e 5% de uma mistura de gases, como hidrogênio e gás sulfídrico. (JIMENEZ, 2007)

A utilização do biogás como fonte de energia remonta desde a década de 50 na Índia e na China, onde foram utilizados biodigestores anaeróbicos como fonte de biogás.

No Brasil, a tecnologia de biodigestores anaeróbicos foi trazida na década de 70, devido à crise do petróleo, onde não só o Brasil, mas diversos países procuram fontes alternativas de fonte de energia para substituir o petróleo. Porém, os resultados não foram satisfatórios e a idéia não seguiu em frente.

Neste trabalho será estudada a utilização do biogás produzido pela decomposição da matéria orgânica do aterro sanitário como fonte de energia para aquecer o lixiviado.

3.5.1 Propriedades físico-químicas do biogás

Como o biogás é formado basicamente por metano e dióxido de carbono, suas propriedades físico-químicas podem ser restritas a esses dois componentes. Porém, os outros gases presentes em menor quantidade vão

influenciar na escolha da tecnologia de limpeza, operação e combustão (PECORA, 2006).

Quando se trata da utilização do biogás como combustível, o seu principal componente é o metano. A presença de componentes não combustíveis, como água e dióxido de carbono, prejudicam o processo de queima e diminuiu a eficiência, pois essas substâncias entram com o metano na combustão e absorvem parte da energia liberada pela combustão (ALVES, 2002; JIMENEZ, 2007).

Conforme se pode ver no gráfico da Figura 8, o poder calorífico do biogás aumenta com o aumento da quantidade de metano presente.

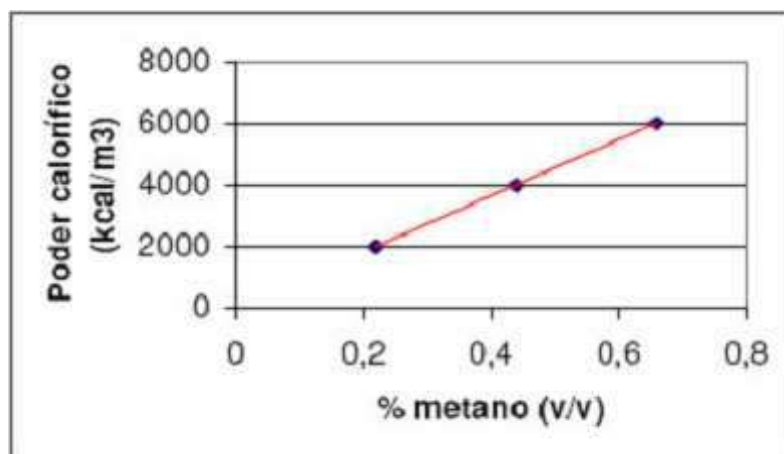


Figura 8. Curva mostrando a relação do poder calorífico do biogás em função da concentração de metano.

Fonte: Alves 2002.

Como o biogás é uma fonte primária de energia pode-se utilizá-lo em aquecimento de água, de caldeiras, iluminação de residências, entre outras coisas. Não é tóxico e sua queima não produz resíduos (LIMA, 2005).

3.5.2 Geração de biogás em aterros

Na literatura podem-se encontrar diversas metodologias para estimativa da produção de gás metano em locais de disposição de resíduos.

Os métodos variam em complexidade, desde considerações restritas a resíduos sólidos domésticos até métodos que consideram uma cinética de biogás em função de três fatores importantes (condições climáticas locais, concentração de nutrientes no solo e composição do resíduo).

Em IPCC (1996), é mostrada uma metodologia para cálculo da emissão de metano a partir de resíduos sólidos de determinadas regiões ou países específicos, mostrado na equação (4). Esse método considera diferentes categorias de resíduos sólidos e são necessários dados estatísticos da população e sobre a composição dos resíduos urbanos.

$$Q_{CH_4} = (Pop_{urb} \times RSD_f \times L_0 \times Taxa_{RSD}) \div (p_{CH_4}) \quad (\text{Eq. 4})$$

Onde: Q_{CH_4} : metano gerado (m^3 metano/ano);

Pop_{urb} : população urbana [habitantes];

$Taxa_{RSD}$: taxa de geração de resíduos sólidos domiciliares por habitante por ano [kg de RSD/habitante . ano];

RSD_f : taxa de resíduos coletados e dispostos no aterro[%];

L_0 : potencial de geração de metano proveniente da degradação do resíduo [kg de CH_4 / kg de RSD];

p_{CH_4} : massa específica do metano [kg/ m^3]. O valor de massa específica do metano é 0,740 kg/ m^3 (CEGAS,2005).

O potencial de geração de metano representa a produção total de metano (m^3 de metano por tonelada de resíduo). O L_0 depende da composição do resíduo e da quantidade de matéria orgânica. Pode ser calculado segundo a equação abaixo:

$$L_0 = FCM \times COD \times COD_f \times F \times (16/12) \quad (\text{Eq. 5})$$

Onde L_0 : potencial de geração de metano proveniente da degradação do resíduo [kg de CH_4 / kg de RSD];

FCM: fator de correção de metano [%];

COD: carbono orgânico degradável [kg de C/kg de RSD];

COD_f : fração de COD dissociada [%];

F: fração de metano no biogás [%];
 (16/12): fator de conversão [kgmetano/kg_{carbono}].

Segundo a CETESB/SMA (2003) o FCM varia conforme o local. O IPPC define quatro categorias e relaciona os valores para cada categoria conforme Tabela 5.

Tabela 5 Categoria e Fator de correção de metano (FCM)

Tipo de local de disposição	FCM
Vazadouros a céu aberto (lixões)	0,4
Aterro controlado	0,8
Aterro Sanitário	1,0
Locais sem categoria	0,6

Fonte: Birgmer & Curtzen, 1987.

O cálculo do carbono orgânico degradável segue a equação (6) e é baseada na porcentagem de resíduos orgânicos e na quantidade de carbono em cada componente de sua massa. A Tabela 6 especifica o teor de carbono degradável para cada componente presente no resíduo.

Tabela 6. Teor de carbono degradável para cada componente presente no resíduo

Componente	Porcentagem COD (em massa)
Papel e papelão	40
Resíduos de parques e jardins	17
Restos de alimentos	15
Tecidos	40
Madeira*	30

*Excluindo a porcentagem de lignina que se decompõe lentamente

Fonte: Birgmer & Curtzen, 1987.

$$COD = (0,40 \times A) + (0,17 \times B) + (0,15 \times C) + (0,40 \times D) + (0,30 \times E) \quad (\text{Eq. 6})$$

Onde: COD: carbono orgânico degradável [kg de C/kg de RSD]

A: fração de papel e papelão no resíduo

B: fração de resíduos originários de parques e jardins

C: fração de restos de alimentos no resíduo

D: fração de tecidos no resíduo

E: fração de madeira no resíduo

O COD_f pode ser encontrado pela equação(7) e segundo Birgerme & Curtmer (1987) indica a fração de carbono disponível para decomposição bioquímica.

$$COD_f = 0,014 \times T + 0,28 \quad (\text{Eq. 7})$$

Sendo:

COD_f: fração de COD dissociada [%];

T: temperatura na zona anaeróbia [°C]

4. Estudos de Referência

O presente capítulo destaca os principais experimentos e resultados obtidos em laboratório para os processos de arraste com ar e precipitação de estruvita realizados respectivamente por Moura (2008) e Schilling (2008) que serão importantes nas etapas de dimensionamento e estimativa de custos.

4.1 Principais resultados obtidos por Moura (2008) utilizando o processo de arraste.

Os principais objetivos do trabalho de Moura (2008) foram:

- Avaliar a influência dos parâmetros pH, temperatura, tempo de arraste e vazão específica de ar na eficiência do sistema;
- Avaliar a interação entre a alcalinidade e a amônia durante o processo de arraste;
- Avaliar a tratabilidade biológica do lixiviado tratado
- Avaliar a toxicidade do lixiviado tratado.

O lixiviado avaliado foi coletado no Aterro Metropolitano de Gramacho (RJ).

Como equipamentos básicos foram utilizados:

- Coluna (torre) de PVC com 12 cm de diâmetro e 120 de altura, conforme Figura 9.



Figura 9. Coluna de PVC com 12 cm de diâmetro.

Fonte: Moura, 2008.

A entrada de ar na coluna ocorria no fundo da coluna por um distribuidor de ar com 16 orifícios.

- Compressor, responsável pelo fornecimento de ar. Entre a saída do compressor e a entrada da coluna existia ainda um rotâmetro responsável pelo controle manual de vazão de ar.
- Resistência elétrica térmica, localizada no fundo da coluna, responsável pelo aquecimento do lixiviado. Acoplado à resistência existia um termopar que emitia um sinal para o controlador de temperatura onde era definida a temperatura de trabalho desejada, conforme Figura 10.



Figura 10 Aparelho com termopar acoplado.

Fonte: Moura, 2008.

- Frasco lavador de gases, contendo solução de ácido sulfúrico, responsável pela recuperação da amônia removida do lixiviado.

Os ensaios em coluna de arraste foram realizados em batelada com volumes de lixiviado de 2,5 litros com ar sendo injetado durante sete horas. Nos testes foi variada a temperatura do lixiviado: 40°C e 60 °C, além da vazão específica de ar (73, 96 e 120 $L_{ar}/h.L_{lixiviado}$) o pH não foi modificado devido as indicações dos experimentos preliminares de pouca influência no processo. A cada hora eram realizados ensaios para determinação de pH, concentração nitrogênio amoniacal e alcalinidade. O único agente químico adicionado era um antiespumante.

Ensaio preliminares realizados em bécher, banho e aerador de aquário mostraram os resultados ilustrados na Tabela 7.

Tabela 7. Resultados preliminares de remoção de amônia

pH	Temperatura		
	Ambiente	40°C	60°C
Natural	16,8%	38,8%	95,9%
9,5	21,4%	43,9%	96,7%
11	36,6%	64,2%	98,1%

Fonte: Moura, 2008.

Em todos os experimentos iniciados com pH original do lixiviado, foi observada uma elevação do pH do sistema favorecendo a remoção de amônia. Moura (2008) e outros pesquisadores como Collivignarelli (1998) atribuem este fenômeno às diferentes taxas de remoção de amônia e dióxido de carbono que ocorrem devido às diferentes constantes de Henry: 1,420 atm para o CO₂ e 0,75 para o NH₃ (a 25°C). Desta forma, o dióxido de carbono é removido em maior proporção que a amônia elevando o pH do meio.

As principais conclusões dos resultados preliminares de Moura (2008) foram:

- O pH possui menor influência na remoção de amônia do que a temperatura. Para a temperatura de 60°C o efeito do pH inicial foi ainda menos pronunciado.
- A temperatura de 60°C é capaz de e adequar o lixiviado à restrição dos níveis de amônia.

Os resultados obtidos a partir da coluna de arraste foram muito semelhantes dos obtidos em bécher, conforme pode ser observado na Tabela 8.

Tabela 8. Influência da Vazão Específica e da Temperatura na Eficiência do Processo.

Condições de ensaio	Q _{ar} = 73L/h.L	Q _{ar} = 96L/h.L	Q _{ar} = 120 L/h.L
T = 40 °C	29,0 %	48,2 %	58,7 %
T = 60 °C	91,3 %	95,2 %	98,0 %

Fonte: Moura, 2008.

Nota-se que as eficiências de remoção para os ensaios realizados à 60°C foram bem superiores aos ensaios conduzidos 40°C confirmando os dados obtidos na 1ª etapa.

Os gráficos das Figuras 11, 12 e 13 apresentam o acompanhamento dos experimentos realizados à 60°C. Conforme pode ser observado, a vazão de ar apresenta interferência principalmente na velocidade inicial com que a amônia é removida e menor influencia na eficiência nas ultimas horas do processo.

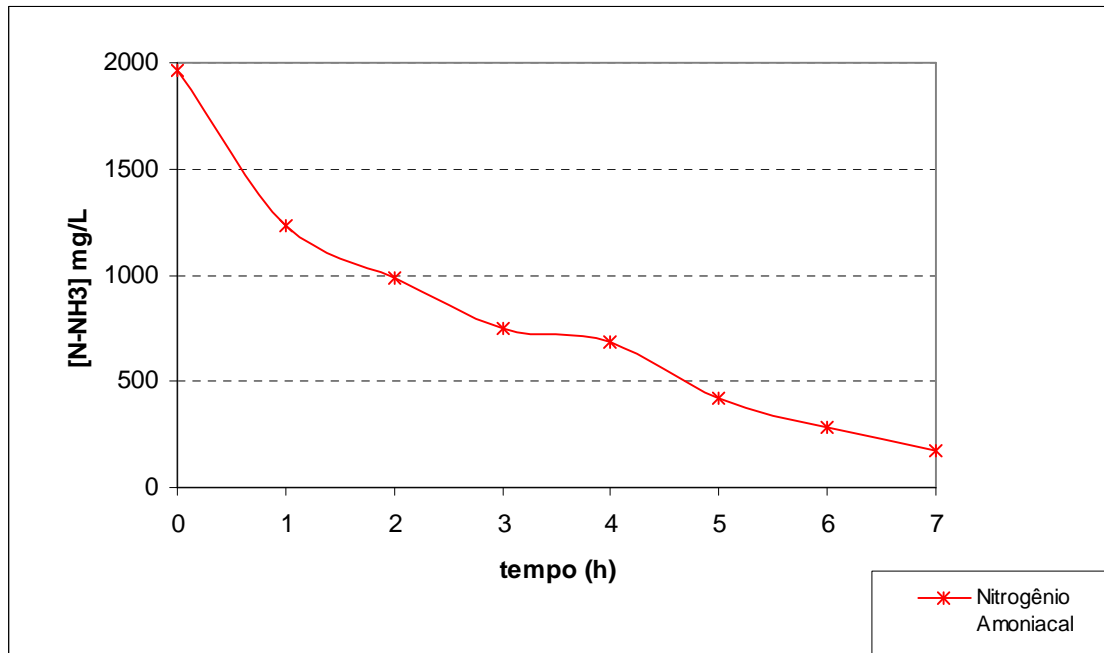


Figura 11. Resultado da evolução de nitrogênio amoniacal e alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 73 Lar/h.Llixiviado.

Fonte: Moura, 2008.

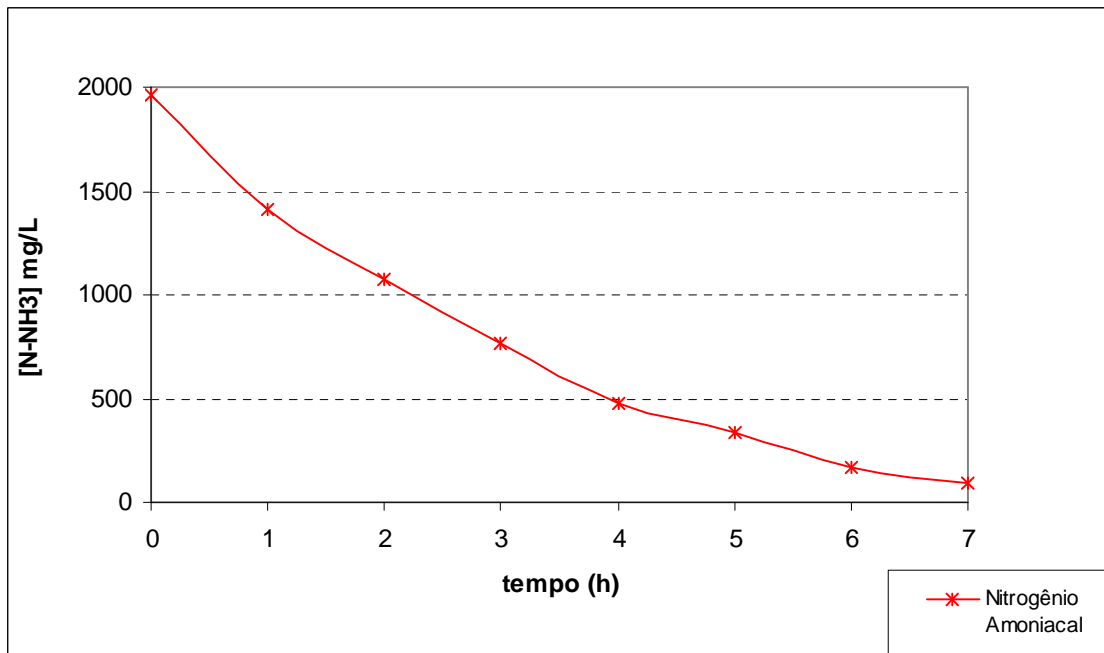


Figura 12. Resultado da evolução do nitrogênio amoniacal e alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 96 Lar/h.Llixiviado.

Fonte: Moura, 2008.

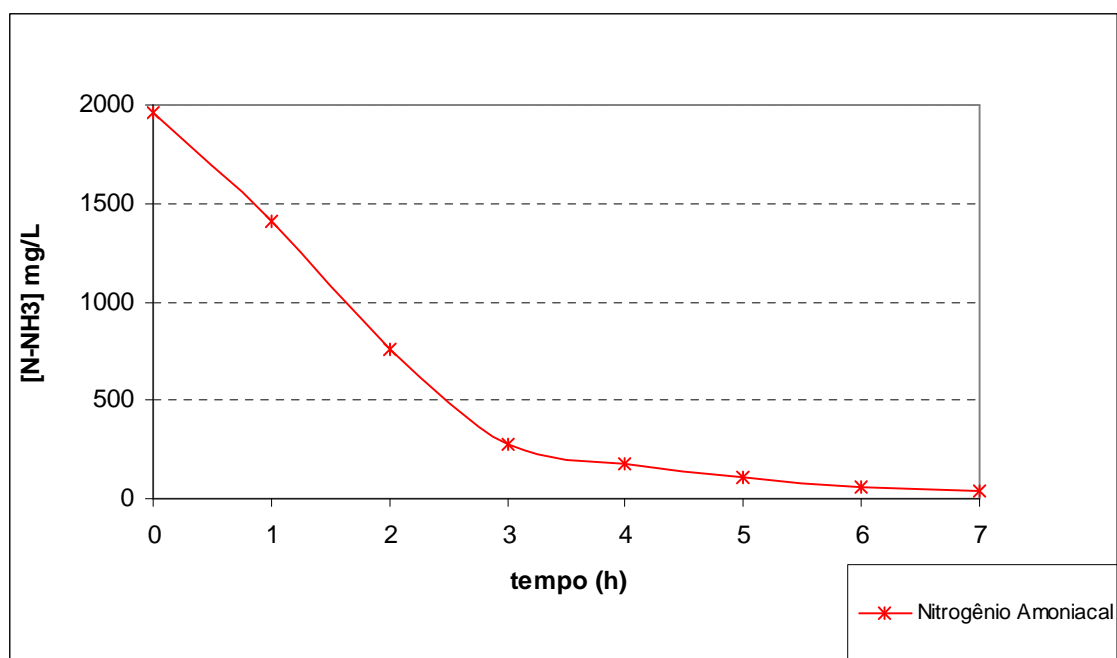


Figura 13. Resultado da evolução do nitrogênio amoniacal e al alcalinidade durante ensaios na torre de “stripping”. Condição de ensaio: 60°C e vazão de ar de 120 Lar/h.Lixiviado.

Fonte: Moura, 2008.

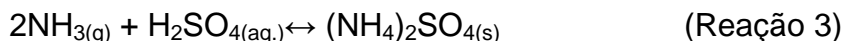
A Tabela 9 apresenta a caracterização do lixiviado após o tratamento.

Tabela 9. Caracterização do Lixiviado após tratamento.

Parâmetros	Lixiviado Bruto	Lixiviado Tratado
Ph	8,35	9,65
Alcalinidade total (mg CaCO ₃ /L)	8857	2242
Alcalinidade de bicarbonatos (mg CaCO ₃ /L)	450	1227
Alcalinidade de bicarbonatos (mg CaCO ₃ /L)	8374	1015
Nitrogênio amoniacal (mg N-NH ₃ /L)	1998	152
Cloretos (mg/L)	3196	3548
Fosfatos reativo dissolvido (mg/L)	7,5	7,8
Sólidos Totais (mg/L)	9390	9875
Sólidos suspensos Totais (mg/L)	53	66
COD (mg/L)	935	947
DQO (mg/L)	3332	3383
DBO ₅ (mg/L)	141	201

Fonte: Moura, 2008.

Em relação ao reaproveitamento da amônia em solução ácida, Moura (2008) realizou os cálculos estequiométricos para a formação de sulfato de amônio, segundo a reação 3, obtendo um rendimento de 82,5 %



4.2 Principais resultados obtidos por Schilling (2008) utilizando o processo precipitação com estruvita

Os principais objetivos do trabalho de Schilling (2008) foram:

- Avaliação da eficiência de remoção de amônia variando-se os parâmetros temperatura, velocidade de agitação, pH inicial, excesso estequiométrico de magnésio, excesso estequiométrico de fosfato e pH final;
- Avaliação dos parâmetros relevantes no processo de precipitação, assim como se há interação entre eles, através de planejamento estatístico;
- Caracterização do precipitado formado através da técnica de Difração de Raios X;
- Caracterização do lixiviado tratado.

Os experimentos foram realizados em um bécher contendo 300 mL de amostra do lixiviado sob agitação, com auxílio de um agitador mecânico. A amostra de lixiviado utilizado, oriundo do Aterro Metropolitano de Gramacho possuía concentrações de fósforo e magnésio insuficientes para formarem a estruvita, esta necessidade foi suprida com adição de ácido fosfórico e hidróxido de magnésio. Tais fontes de magnésio e fósforo foram escolhidas, pois não geram nenhum tipo de produto que venha a dificultar um tratamento biológico posterior do lixiviado.

Li *et al.* (1999) utilizou $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ e $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 12\text{H}_2\text{O}$ como fontes de magnésio e fósforo respectivamente e além de obter a formação de estruvita

também obteve formação de NaCl o que não é desejado para este tipo de tratamento, por este motivo Schilling (2008) escolheu as fontes citadas anteriormente.

Cabe ressaltar que em todos os experimentos, a alcalinidade foi removida através da acidificação do meio, e posterior borbulhamento para expulsar o CO₂, isto para evitar a competição do carbonato presente em elevadas concentrações e o magnésio adicionado.

Os principais resultados obtidos no estudo de Schilling (2008) foram:

- Excessos de 200% de magnésio se mostraram mais eficientes para maior precipitação da estruvita, alcançando remoção de 93 % de amônia;
- O aumento de temperatura (25° C e 35° C) e de tempo de reação (60 e 120 minutos) não resultaram em um aumento eficiência de remoção de amônia apreciável;
- A velocidade de agitação foi avaliada nos valores de 200, 250 e 500 rpm, sendo que o valor de 250 rpm levou a melhores resultados (89,6% de remoção de amônia);

A Tabela 10 apresenta as características do lixiviado antes e depois do tratamento de precipitação da estruvita.

Tabela 10. Características do lixiviado antes e depois do tratamento de precipitação da estruvita.

Parâmetros	Unidade	Concentração (Antes da reação)	Concentração (Após a reação)
pH		8,55	9,00
N-NH ₃	mg/L	1020	65,7
DBO ₅	mg/L	139	104
DQO	mg/L	1675	1620
DBO ₅ /DQO	-	0,083	0,064
Cloreto	mg/L	2676	2652
P-PO ₄ ⁻³	mg/L	6	19,5
MG	mg/L	1,87	0,06

Fonte: Schilling, 2008.

Após realização de experimentos, Schilling (2008) definiu as seguintes condições como ótimas de operação do processo de precipitação da estruvita:

- 200% de excesso de $\text{Mg}(\text{OH})_2$
- 75% de excesso de H_3PO_4
- Agitação de 250 rpm
- Tempo de reação igual a 60 minutos

A transposição da tecnologia para o ambiente industrial foi baseada nesses parâmetros e considerações adicionais.

5. Metodologia

A partir dos dados obtidos por Moura (2008) e Schilling (2008) foram realizados diversos cálculos para dimensionamento de equipamentos utilizando-se as fórmulas e premissas detalhadas nos próximos tópicos deste trabalho.

Como premissa básica para cálculos, foi adotada uma produção diária de 1000 m³ de lixiviado, típica de aterros de grande porte como o Aterro Metropolitano de Gramacho, Duque de Caxias, no Rio de Janeiro.

A meta de cada um dos tratamentos, é alcançar um lixiviado com concentração de nitrogênio amoniacal abaixo de 100 mg/L. Esse valor residual deverá ser removido nas etapas posteriores a este tratamento, servindo inclusive de nutriente em processo biológico..

5.1. Construção de Fluxogramas:

Os equipamentos utilizados em laboratório serviram como base para elaboração de um diagrama de blocos que contempla as principais etapas do processo conforme Figuras 14 e 15. As Tabelas 11 e 12 comparam os equipamentos utilizados em escala de bancada e as possibilidades de uso em escala industrial para cada um dos processos estudados. A partir desses dados foi proposto um fluxograma básico que direcionou o dimensionamento dos equipamentos.

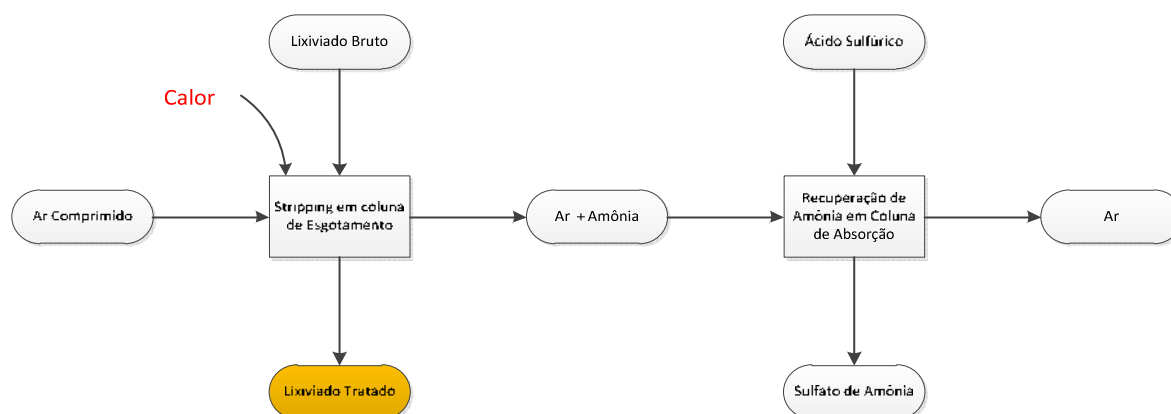


Figura 14. Diagrama de Blocos Processo Arraste com Ar

Tabela 11. Equipamentos equivalentes em escala industrial para processo de arraste com ar

Laboratório	Industrial
Coluna de PVC	Coluna de Esgotamento
Resistência Elétrica	Trocador de Calor
Compressor	Soprador
Lavador de Gases	Coluna de Esgotamento

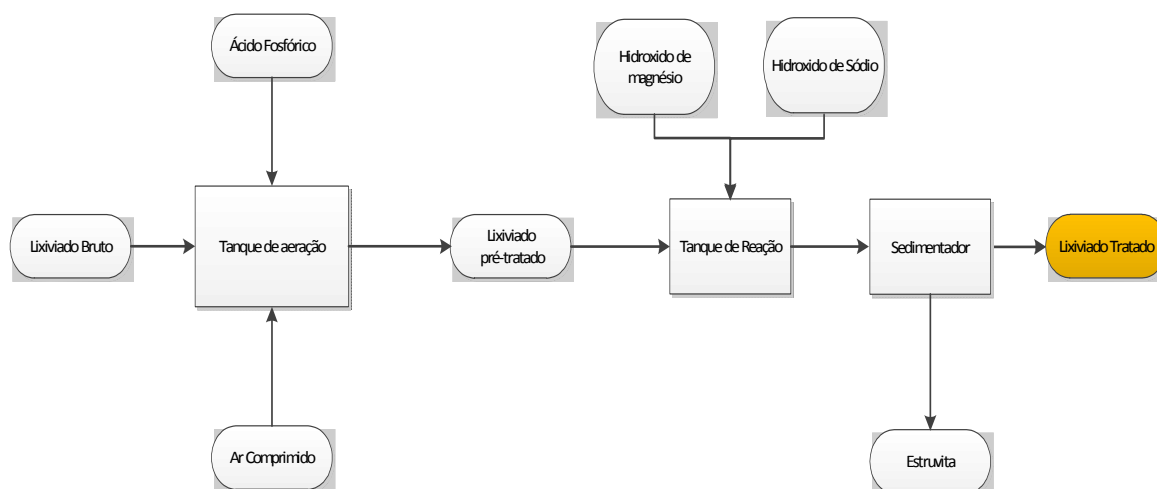


Figura 15. Diagrama de Blocos da precipitação da estruvita

Tabela 12. Equipamentos equivalentes em escala industrial para processo de precipitação estruvita

Laboratório	Industrial
Becher	Tanque de Aeração
Becher	Tanque de Reação
Bomba de aquario	Soprador
Becher	Tanque de sedimentação

O dimensionamento de cada um dos equipamentos está detalhado nos itens a seguir.

5.2. Dimensionamento de Equipamentos

A partir do diagrama de blocos e do fluxograma preliminar, iniciou-se o dimensionamento dos equipamentos conforme dados e parâmetros obtidos por Moura (2008) e Schilling (2008) e considerações adicionais referentes à escala industrial.

5.2.1. Dimensionamento de coluna de esgotamento (*stripping*) e absorção.

O dimensionamento da coluna de esgotamento e seus componentes ocorreram com base no tempo de residência e na velocidade superficial específica de passagem do ar pela coluna considerando que o sistema opera de maneira contínua.

Entende-se como velocidade superficial específica de ar como a razão entre a vazão de ar e a área da seção transversal da coluna de esgotamento por unidade de volume de lixiviado conforme equação (8):

$$q = \frac{Q}{A} \quad (\text{Eq.8})$$

Onde: q é a velocidade superficial

Q é a vazão de Ar

A é a área da seção transversal

Foi utilizada a velocidade superficial específica ao invés da vazão específica, pois o primeiro parâmetro permite a comparação de equipamentos em escalas diferentes uma vez que considera o diâmetro da coluna utilizada e o tempo de contato entre o ar e o lixiviado.

O tempo de residência utilizado para cálculos foram os mesmos propostos por Moura (2008) no processo em batelada, sendo eles 6 e 7 horas para vazão de $96 \text{ L}_{\text{ar}}/\text{h} \cdot \text{L}_{\text{lixiviado}}$ e de 5 e 6 para vazão de ar de $120 \text{ L}_{\text{ar}}/\text{h} \cdot \text{L}_{\text{lixiviado}}$

.Apenas estes valores foram utilizados, pois vazões inferiores a esta exigem um maior tempo de residência ou promovem baixas eficiências de remoção.

Outro parâmetro avaliado nesta etapa foi o número de colunas a serem utilizadas. O número de colunas tem grande impacto no volume destes equipamentos e conseqüentemente na altura de líquido.

Uma vez determinada o tempo de residência e a vazão de alimentação de cada um das colunas, calcula-se facilmente o volume de cada uma das colunas pela equação (9) de definição do tempo de residência:

$$\tau = \frac{V}{Ql} \quad (\text{Eq. 9})$$

Onde: τ é a velocidade superficial

V é o volume da coluna

Ql é a vazão de lixiviado na entrada do tanque
definida pelo numero de colunas

O volume nominal da coluna foi calculado considerando-se a coluna com 70% de seu volume preenchido com líquido (valor obtido pela Eq 9).

De posse dos volumes das colunas, variou-se o diâmetro destes equipamentos que impactam tanto no cálculo da vazão de ar a ser aplicada como na altura da coluna e no diferencial de pressão a ser vencido.

O diferencial de pressão a ser vencido foi calculado pela diferença de pressão estática no fundo da coluna e no topo, conforme equação (10).

$$\Delta P = \rho g \Delta h \quad (\text{Eq.10})$$

Onde: ΔP é a queda de pressão

ρ é a densidade do lixiviado

Δh é a altura de líquido sobre a entrada de ar

Todos os cálculos foram organizados em planilha Excel para simplificação da apresentação e execução de cálculos.

Para dimensionamento das colunas de absorção de amônia, foi considerada uma coluna para cada três colunas de arraste de amônia, logo

seriam necessárias duas colunas. Por este ser um processo obrigatoriamente em regime batelada, foi considerada a instalação de uma terceira coluna que deve ser utilizada quando uma das duas estiver sendo carregada ou descarregada.

A coluna foi dimensionada de tal forma que, a cada semana ocorra o descarregamento das mesmas. Devido ao incremento de volume durante este processo, foi considerado um fator de enchimento da coluna de apenas 50% na partida da coluna.

Para o dimensionamento de cada tanque foram utilizados os resultados de Moura (2008) que relatam que para cada 150 mL de ácido concentrado são tratados 37,5 litros de lixiviado. No processo industrial, será utilizado ácido sulfúrico com concentração de 50 % devido a limitações de resistência do material do tanque.

5.2.2. Dimensionamento de Bombas

As bombas foram dimensionadas de acordo com a vazão necessária em cada linha.

Para o processo de arraste com ar a vazão de lixiviado foi determinada de acordo com o fluxograma e o número de tanques calculados visto que o processo é contínuo.

No processo de precipitação com estruvita a vazão de cada uma das bombas foi determinada pelo tempo necessário para carregamento e descarregamento de tanques e reatores com volume definidos.

As bombas dosadoras para o processo de precipitação de estruvita foram projetadas para possuir uma vazão que garantem carregamento de reagentes em um tanque em no máximo 10 minutos.

A grande maioria das bombas projetadas é do tipo centrífuga, exceto às bombas de retirada do reator, da coluna de absorção de amônia e as bombas dosadoras (tanto de base quanto de ácido) pois nestes casos temos uma alta concentração de sólidos ou condições agressivas onde não se recomenda o uso deste tipo de bomba.

5.2.3. Dimensionamento de Trocadores de Calor

Conforme será proposto no fluxograma preliminar, estão presentes dois equipamentos de troca térmica: um trocador de calor para integração energética e resfriamento da corrente tratada e uma serpentina que recebe o calor da queima do biogás para aquecimento até a temperatura de remoção.

5.2.3.1 Dimensionamento do Trocador de Integração

A remoção de amônia proposta pelo processo de arraste, é apenas uma das etapas de tratamento do lixiviado, logo, é importante que o lixiviado seja resfriado para o tratamento posterior ou até mesmo para descarte pois existem limites de temperatura para lançamento em corpos hídricos devido a redução da solubilidade do oxigênio que ocorre com o aumento da temperatura. Para esse fim, foi projetado um trocador de calor de integração energética que, ao mesmo tempo em que resfria o líquido com baixo teor de amônia, pré-aquece o lixiviado bruto antes da entrada deste na serpentina de aquecimento.

O primeiro passo do dimensionamento foi determinar a carga térmica que o trocador deve possuir, calculada pela equação (11).

$$\theta = Q_l \rho C_p (T_e - T_s) \quad (\text{Eq.11})$$

Onde: θ é a carga térmica

Q_l é a vazão de lixiviado na entrada do trocador

ρ é a densidade do lixiviado

T_e é a temperatura de entrada do lixiviado tratado

T_s é a temperatura de saída do lixiviado tratado

C_p é a capacidade calorífica.

Considerando a premissa inicial de 1000m³ por dia de efluente, é necessário resfriar aproximadamente 42 m³/h de 60°C, temperatura de saída do tratamento, até 35 °C, considerada temperatura mínima aceitável para etapas posteriores de tratamento.

Uma vez calculada a carga térmica, calculou-se a temperatura máxima de saída da corrente fria considerando-se uma eficiência de 80%.

Geralmente, trocadores de calor são dimensionados de acordo com o fornecedor devido às particularidades de construção de cada um que implica no coeficiente de transferência de calor global. Desta forma, os resultados referentes a esse item foram obtidos através de um fornecedor do equipamento.

5.2.3.2 Dimensionamento do Trocador de Aquecimento.

Da mesma forma que no dimensionamento do trocador de calor de integração, foi necessário calcular a carga térmica associada à elevação da temperatura de saída do trocador de calor de integração à 65°C. Embora a temperatura de trabalho no reator seja de 60°C, um aquecimento extra foi pensado devido à troca de calor que ocorre entre o ar de arraste e lixiviado na coluna de arraste. Como o projeto prevê a recirculação do ar que passa pela coluna de absorção, ele é continuamente aquecido, pois a reação entre a amônia e o ácido sulfúrico é exotérmica, desta forma numa operação contínua ocorre ganho energético.

Nesta etapa, é proposto que o aquecimento até a temperatura de trabalho ocorra em um forno com serpentina por onde passa o lixiviado. A utilização de trocadores de calor onde o fluido de serviço é o vapor, conforme prevê o fluxograma básico da Figura 15, exigirá um grande investimento na produção de vapor. Esta opção pode tornar-se interessante quando no aterro estudado, já existe a produção de vapor para geração de energia elétrica.

As premissas básicas para dimensionamento deste processo foram: considerar uma eficiência de recuperação de calor de 50% e um poder calorífico do Biogás de 4600 kcal/m³, estimado a partir da Figura 13 para uma porcentagem de metano de 46%.

5.2.4. Dimensionamento dos Tanques de Aeração e Reação.

Para dimensionamento dos tanques de aeração e reação, foi criada a Tabela 13 que esquematiza um possível escala de utilização dos equipamentos que minimiza os tempos mortos no processo e o numero de bombas necessárias.

Tabela 13 Programação de operação de sistema de tratamento por Precipitação com estruvita

Tempo	Hora	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		
	Minuto	30	60	120	150	180	210	240	270	300	330	360	390	420	450	480	510	540	570	600	630	660	690	720	750	
Sistema 1	Aeração																									
	Reator																									
Sistema 2	Aeração																									
	Reator																									
Sistema 3	Aeração																									
	Reator																									

Legenda	
	Descarga aeração
	Processamento
	Carregamento aeração/ reação
	Descarga reação

Cada uma das células da Tabela 13, representa um tempo equivalente a 30 minutos. Observa-se que, durante a descarga do tanque de aeração (cédulas amarelas), temos simultaneamente a carga do tanque de reação (cédulas azuis), sendo este serviço realizado pela mesma bomba. Ao final do tempo de reação, temos a descarga do reator (cédulas verdes), que leva o lixiviado tratado para uma etapa de separação (sedimentador), esta descarga é realizada por uma bomba diferenciada, pois transporta sólidos em suspensão.

Inicialmente, a tabela foi construída apenas para o um conjunto (representado pelo procedimento de Aeração + Reação), durante 24 horas e cada descarga de reação (cédula verde) foi definida como final de uma batelada, sendo possível observar a possibilidade de realização de 9 bateladas neste intervalo, com este valor, foi calculada a necessidade de 3 conjuntos para desta forma tratar a vazão diária de lixiviado. A escala dos sistemas 2 e 3 segue o mesmo padrão do sistema 1, observa-se a necessidade de mais 1 bomba nos locais onde operações iguais ocorrem ao mesmo tempo em conjuntos diferentes.

A Tabela 13, representada neste projeto, demonstra a escala por apenas 12 horas, o padrão de cores é repetido pelas 12 horas restantes do dia não sendo necessária sua reapresentação

A Tabela 13 foi criada a partir de fatores arbitrados e adaptados de Schilling (2008) com as seguintes justificativas: tempo de carregamento de 30 minutos, este é um tempo razoável para carregar ou descarregar um tanque de volume útil de até 50 m³; aeração e reação, considerando que cada etapa leva 1 hora e 30 minutos.

Schilling (2008) definiu estes tempos como 1 hora, porém quando esta tecnologia passa para o ambiente industrial, encontra-se problemas relacionados a aeração de volumes maiores e homogeneidade das misturas de reagente, desta forma foi estimado um tempo maior ao proposto para garantir que cada etapa ocorra de forma satisfatória.

O volume nominal dos tanques foi calculado considerando-se a coluna com 70% de seu volume preenchido com líquido.

O tempo de aeração utilizado para cálculos foi o tempo proposto na seção 3.3.5.1 deste projeto, adaptado da proposta de Schilling (2008), sendo ele 1 hora e 30 minutos para vazão de 96 L_{ar}/h.L_{lixiviado}.

O diferencial de pressão a ser vencido foi calculado pela diferença de pressão estática no fundo da coluna e no topo.

5.2.5 Dimensionamento do sedimentador.

Para cálculo de volume do sedimentador, foi estipulado que este deve tratar em batelada o volume contido no tanque de reação, logo o sedimentador possui volume útil igual ao volume útil dos tanques. Foi arbitrado que o volume útil do sedimentador deve ser de 70% de seu volume nominal.

Segundo Schilling (2008), a sedimentação ocorre com uma rapidez considerável mesmo em laboratório onde foi realizada em bécher, o que simplificou os cálculos para o equipamento industrial.

5.3. Instrumentos utilizados

A estratégia de controle do sistema de arraste com ar é bastante simples. Cada um dos tanques contém duas chaves responsáveis por ligar e desligar a bomba de retirada do tanque. Desta forma, quando é alcançada a chave de nível alto a bomba é acionada e quando o nível do tanque fica abaixo da chave de nível baixa a bomba é parada. Este tipo de controle dispensa a existência de PLC (Controlador Lógico Programável) e pode ser feita em um painel elétrico com sistemas lógicos.

O operador deve apenas regular as vazões de entrada em cada um dos tanques através de rotâmetros e válvulas individuais para cada tanque. Além das chaves de nível, existe ainda um visor de nível por onde o operador da unidade pode acompanhar o processo e evitar transbordos que possam ocorrer por falha no sistema de controle.

O sistema de tratamento por precipitação de estruvita possui pouca automação, são necessária apenas chaves de nível com alarme alto para controle do nível dos reatores e dos tanques de aeração.

5.4. Avaliação econômica

Para fazer a estimativa do investimento correspondente a cada um dos processos estudados, foram cotados com alguns fornecedores do Estado o custo dos equipamentos.

Após receber o orçamento e as características de cada um dos equipamentos foram feitas duas análises: uma referente ao investimento propriamente dito e outra relacionada aos custos operacionais, como energia elétrica e insumos. Custos relativos à mão de obra de operação não foram considerados porque o objetivo do trabalho é a comparação entre diferentes métodos de tratamento esta análise não se faz necessária, pois os dois processos teriam necessidades iguais no que se refere a este item. Especificamente para o processo de arraste com ar, que utiliza biogás, não

foram os estimados os custos de recolhimento deste visto que é comum um sistema de drenagem de gases gerados nos aterros.

O consumo de reagentes foi estimado a partir das proposições envolvidas no dimensionamento de equipamentos e proposições de Moura (2008) e Schilling (2008). O custo de cada um deles foi estimado com base no preço médio em US\$ FOB de Janeiro de 2011 retirado do Sistema Alice Web do Ministério do Desenvolvimento Indústria e Comércio Exterior. A taxa de câmbio considerada foi de R\$1,67/US\$ e de R\$ 2,30/ €.

Para alguns equipamentos, não foram obtidas propostas para as capacidades requeridas pelo processo, nesses casos, foi utilizada a equação 12, que relaciona o custo de equipamentos às suas capacidades considerando a característica de economia de escala inerente à Indústria Química (VALLE-RIESTRA, 1983)

$$(\text{Valor Equipamento})_B = (\text{Valor Equipamento})_A * \left(\frac{\text{Capacidade}_B}{\text{Capacidade}_A} \right)^{2/3} \quad (\text{Eq. 12})$$

6. Resultados

Este capítulo apresenta, primeiramente, os resultados técnicos de dimensionamento de equipamentos e detalhamento dos processos como um todo. Em seguida, são apresentados os resultados referentes à análise econômica..

6.1. Fluxograma Básico

A partir dos diagramas de blocos e da tabelas comparativas apresentadas no Capítulo 4, foram definidos os equipamentos e instrumentos mais significativos para os processos gerando os fluxogramas básicos conforme Figuras 15 e 16.

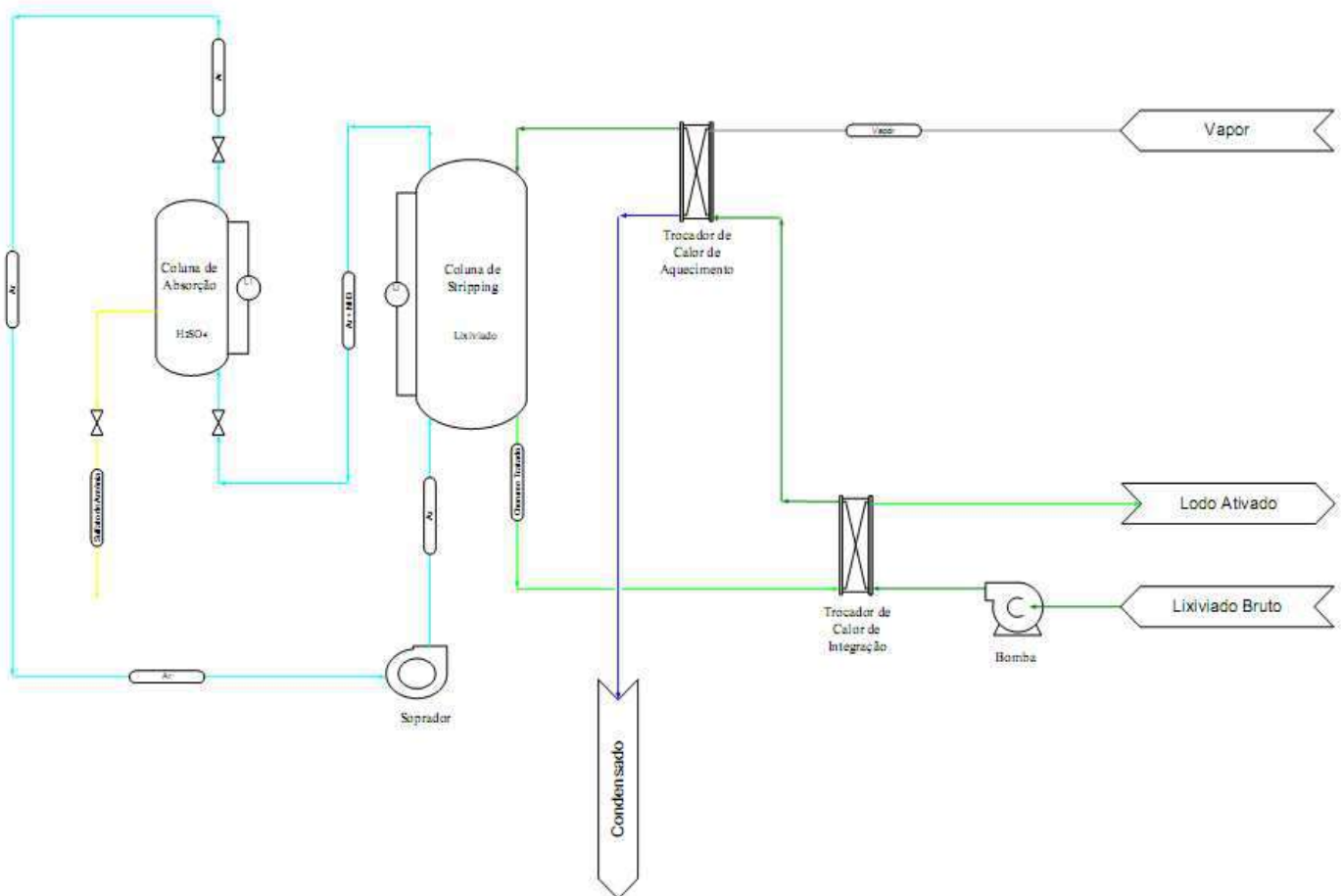


Figura 15. Fluxograma Básico Proposto para Processo de Arraste de Ar

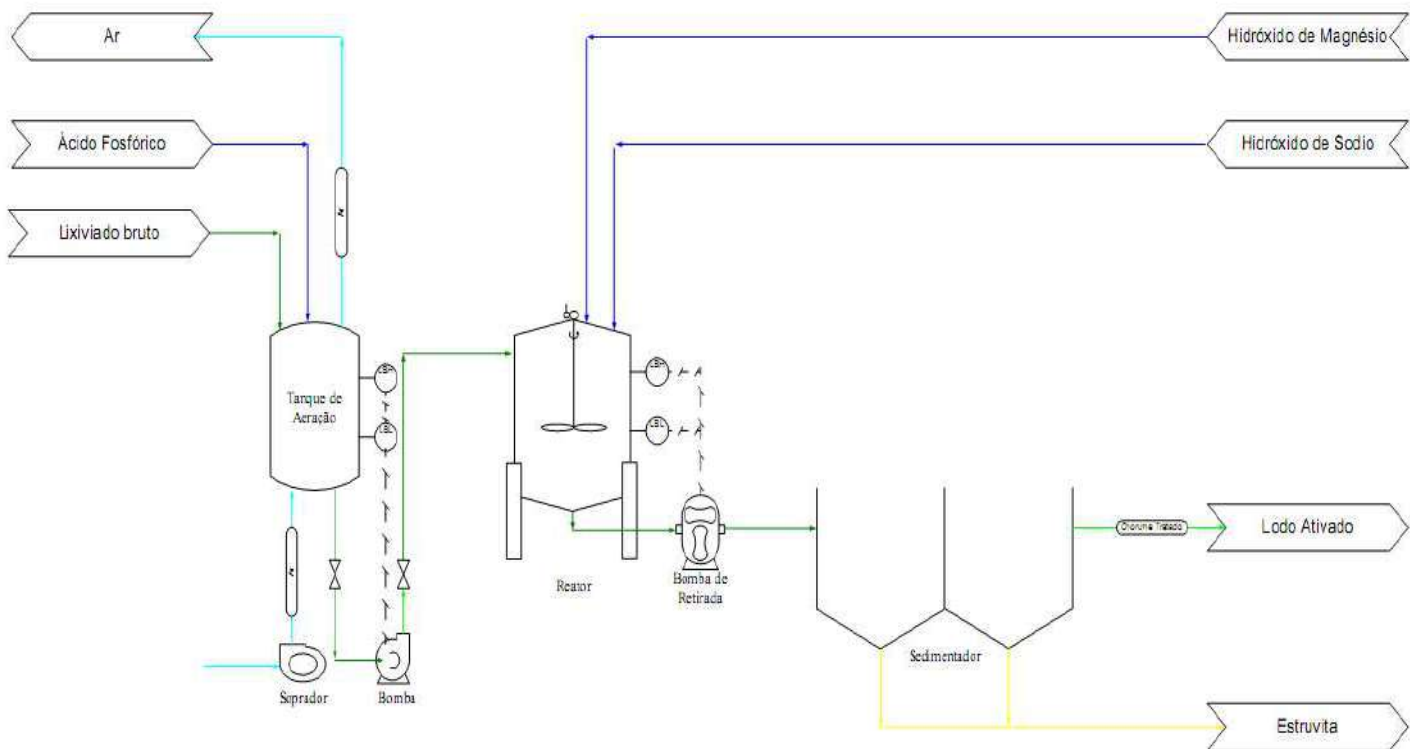


Figura 16 Fluxograma Básico Proposto para Processo de Precipitação de Estruvita

6.2. Dimensionamento da Coluna de Stripping e de Absorção

A partir da equação 9 e da consideração de 70% de enchimento, foram determinados os volume das colunas de acordo com o numero de colunas que se deseja utilizar. A Tabela 14 apresenta o volume calculado de cada coluna em função do número destes equipamentos para um tempo de residência de 6 horas.

Tabela 14. Volume da Coluna em função do número de equipamentos

Numero de Colunas	Volume (m ³)
1	357
2	179
3	119
4	89
5	71
6	60
7	51
8	45

As Tabelas 15 a 18 consideram a utilização de 6 colunas. Este número foi definido por ser o que apresenta volumes de tanques mais realistas de serem utilizados.

A partir das equações 8, 9 e 10 foram determinadas as vazões de ar necessárias para cada uma das vazões específicas em diferentes tempos de residência e as alturas da coluna para diversos diâmetros conforme Tabelas 15, 16, 17, e 18

Tabela 15. Vazão específica de 96 L_{ar}/h.L_{lixiviado} e 6 horas de tempo de residência

Diâmetro da Coluna (m)	Altura da Coluna (m)	Vazão de Ar (m ³ /h)	Pressão (atm)
1	75,82	277,78	5,13
1,5	33,70	625,00	2,28
2	18,96	1111,11	1,28
2,5	12,13	1736,11	0,82
3	8,42	2500,00	0,57
3,5	6,18	3402,78	0,42

Tabela 16. Vazão Específica 96 L_{ar}/h.L_{lixiviado} e 7 horas de tempo de residência

Diâmetro da Coluna (m)	Altura da Coluna (m)	Vazão de Ar (m ³ /h)	Pressão (atm)
1	88,46	324,07	5,99
1,5	39,31	729,17	2,66
2	22,11	1296,30	1,50
2,5	14,15	2025,46	0,96
3	9,82	2916,67	0,67
3,5	7,22	3969,91	0,49

Tabela 17. Vazão Específica de 120 L_{ar}/h.L_{lixiviado} e 5 horas de tempo de residência

Diâmetro da Coluna (m)	Altura da Coluna (m)	Vazão de Ar (m ³ /h)	Pressão (atm)
1	63,18	289,35	4,28
1,5	28,08	651,04	1,90
2	15,79	1157,41	1,07
2,5	10,11	1808,45	0,68
3	7,02	2604,17	0,48
3,5	5,16	3544,56	0,35

Tabela 18. Vazão específica de 120 L_{ar}/h.L_{lixiviado} e 6 horas de tempo de residência

Diâmetro da Coluna(m)	Altura da Coluna (m)	Vazão de Ar (m ³ /h)	Pressão (atm)
1	75,83	347,22	5,13
1,5	33,70	781,25	2,28
2	18,96	1388,89	1,28
2,5	12,13	2170,14	0,82
3	8,42	3125,00	0,57
3,5	6,19	4253,47	0,42

Conforme esperado, com o aumento do diâmetro ocorre redução da queda de pressão no processo o que aumenta a vazão de ar do soprador. Porém, junto com este fenômeno ocorre um aumento da vazão necessária para tratamento. Dentre os valores das tabelas, aquele que apresenta resultados mais aplicáveis é o de 2,5 m de diâmetro.

Optou-se por utilizar na análise econômica a vazão específica de 120 $L_{ar}/h.L_{lixiviado}$ com um tempo de residência de 5 horas, pois nestas condições o processo ainda apresenta boas condições de remoção, em torno de 95% segundo Moura (2008). Para estes parâmetros, faz-se necessário um soprador com vazão de 1810 m^3/h e queda de pressão de 0,68 atm.

Para a coluna de absorção de amônia, a partir das considerações realizadas, encontrou-se um volume de aproximadamente 62 m^3 . Por ser uma solução ácida, o material de construção deste equipamento deve ser fibra vidro.

6.3. Dimensionamento de Bombas

As Tabelas 19 e 20 apresentam os dados de vazão para cada uma das bombas envolvidas no processo:

Tabela 19. Bombas utilizadas no processo de arraste.

Equipamento	Serviço	Quantidade	Vazão (m^3/h)
Bomba 1	Alimentação coluna de arraste	1	42
Bomba 2	Retirada da coluna de Stripping	6	14
Bomba 3	Retirada do Tanque de lixiviado Quente	1	42
Bomba 4	Retirada de Coluna de Absorção exaurida	1	14*

* Indicada por fornecedor, não tem impacto no processo.

Tabela 20. Bombas utilizadas no processo de precipitação por estruvita.

Equipamento	Serviço	Quantidade	Vazão (m^3/h)
Bomba 5	Carregar e descarregar tanque de Aeração	2	74
Bomba 6	Descarregar tanque de Reação	1	74
Bomba 7	Bomba dosadora de ácido fosfórico	1	2
Bomba 8	Bomba dosadora de hidróxido de sódio	1	2

6.4. Dimensionamento dos trocadores de Calor

No dimensionamento do trocador de calor de integração, foi avaliada a troca térmica possível considerando uma eficiência de 80% o que resultou em uma carga térmica de 833333,33 kcal/h. A área de troca é definida pelo fornecedor que possui os dados referentes ao coeficiente de transferência de calor.

No dimensionamento do trocador de calor de aquecimento, foi encontrada uma vazão de biogás necessária em torno de 363 m³/h. A tubulação dentro do aquecedor deve ser de aço inox e de diâmetro reduzido de forma a maximizar a troca térmica.

6.5. Dimensionamento de Tanque de Aeração e Reação

Conforme premissas adotadas, cada batelada deve tratar um volume igual a 111 m³ de lixiviado, se forem utilizados 3 conjuntos (tanque aeração e tanque reação) cada tanque deverá ter 37 m³ de volume útil e volume nominal de 53 m³.

Ambos os tanques foram projetados com 3 metros de diâmetro e 7,5 metros de altura, estes parâmetros foram escolhidos, pois apresentam valores razoáveis para dimensão de um tanque de 53m³.

No caso do tanque de aeração a vazão de ar foi calculada com as fórmulas utilizadas anteriormente neste projeto obtendo-se uma vazão de 3552 m³/h de ar. A pressão exercida no fundo tanque é igual a 0,52 atm. Estes parâmetros fornecem informações para orçamento de soprador. Seguindo a Tabela 11 conclui-se que se fazem necessários 3 sopradores.

6.6. Dimensionamento do Sedimentador

Da mesma forma que o tanque de reação, o sedimentador deve possuir um volume de 53m³.

As Figuras 17 e 18 apresentam os fluxogramas consolidados para o processo de remoção de amônia por arraste com ar.

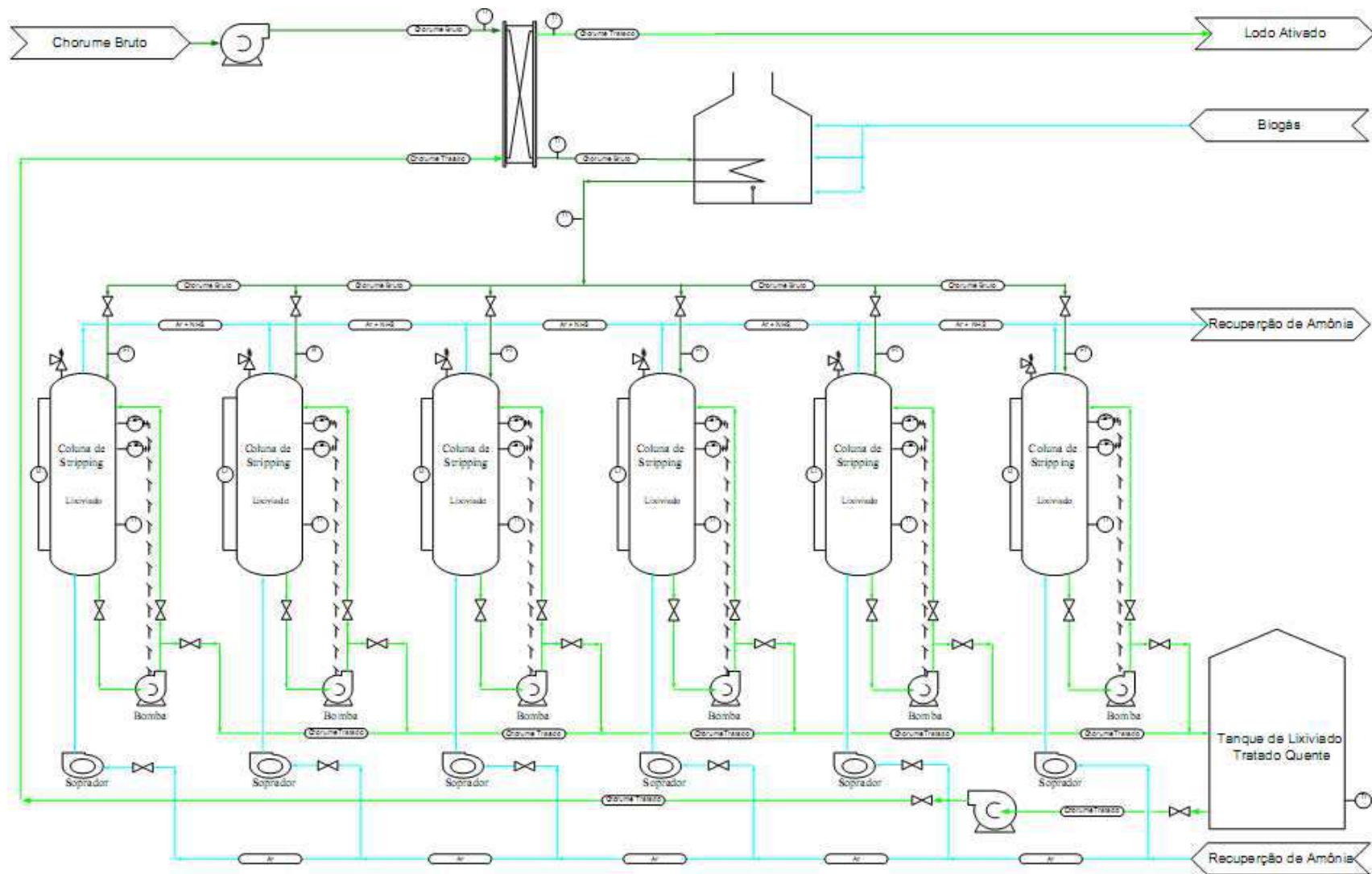


Figura 17. Fluxograma Consolidado Processo de Stripping 1/2

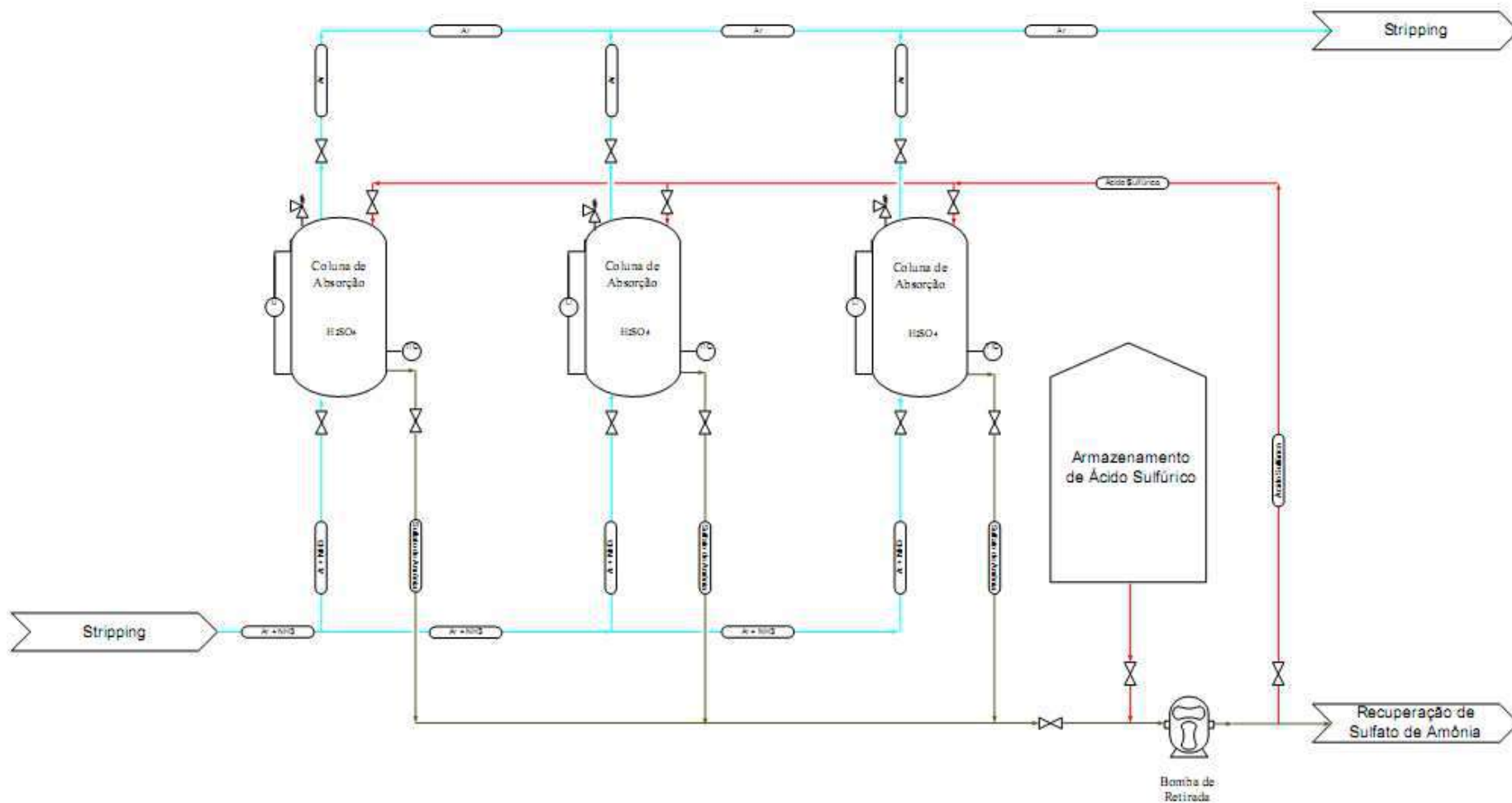


Figura 18 . Fluxograma Consolidado Processo de Stripping 2/2

Ao realizar a construção dos fluxogramas foram observadas as necessidades de válvulas de alívio para os tanques onde ocorre passagem de ar devido a possibilidade de aumento excessivo de pressão provocado por entupimento de linhas ou fechamento de válvulas indevidas. Além disso, observou-se a necessidade de mais dois conjuntos de tanques, um para recebimento de lixiviado tratado quente e um para recebimento de ácido sulfúrico.

O tanque para recebimento de lixiviado tratado quente se faz necessário porque facilita o processo de troca térmica de integração fornecendo uma vazão constante. Foi considerado para este tanque um volume igual ao dobro do volume de uma das colunas, ou seja, 100 m³.

Os tanques para recebimento de ácido permitem uma melhor programação de compra de ácido sulfúrico evitando paralisação do processo por falta de ácido. Foi considerado um volume que permita a compra mensal deste insumo, ou seja, aproximadamente 240 m³.

Não foram contemplados nos fluxogramas manômetros de bombas, válvulas de retenção e válvulas para retirada de amostra com o intuito de facilitar a visualização dos mesmos, porém, estes itens foram devidamente considerados nas estimativas de investimento.

Outro ponto a se destacar na construção do fluxograma está na possibilidade de recirculação de lixiviado para as colunas de arraste. Esta alternativa deve ser utilizada sempre que os parâmetros exigidos para a remoção de amônia não forem alcançados pela passagem simples. O operador da unidade deve coletar amostras em tempos programados para avaliação deste parâmetro.

As Figuras 19 e 20 representam o processo de remoção de amônia por precipitação como estruvita.

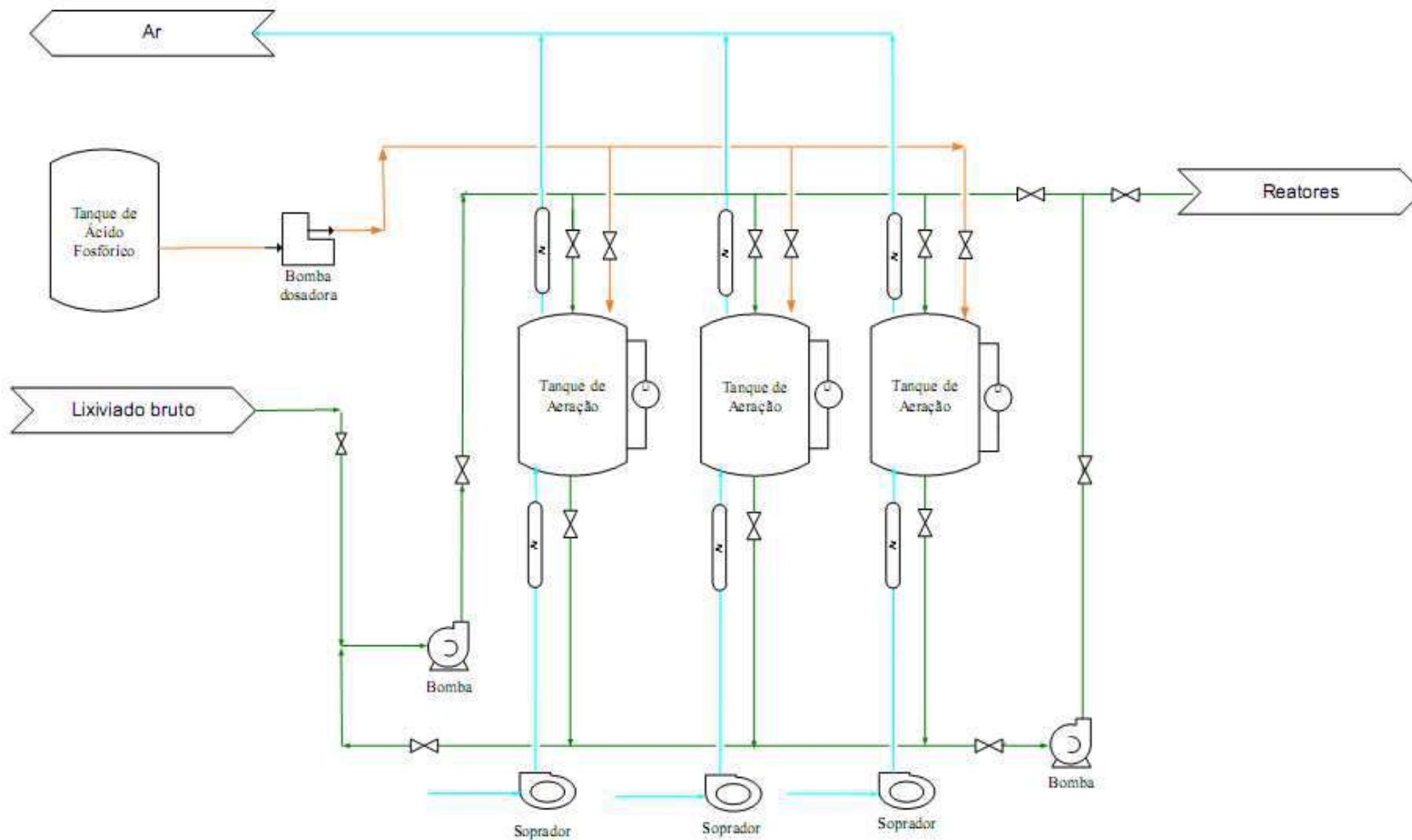


Figura 19. Fluxograma Consolidado Processo de Precipitação de Estruvita 1/2

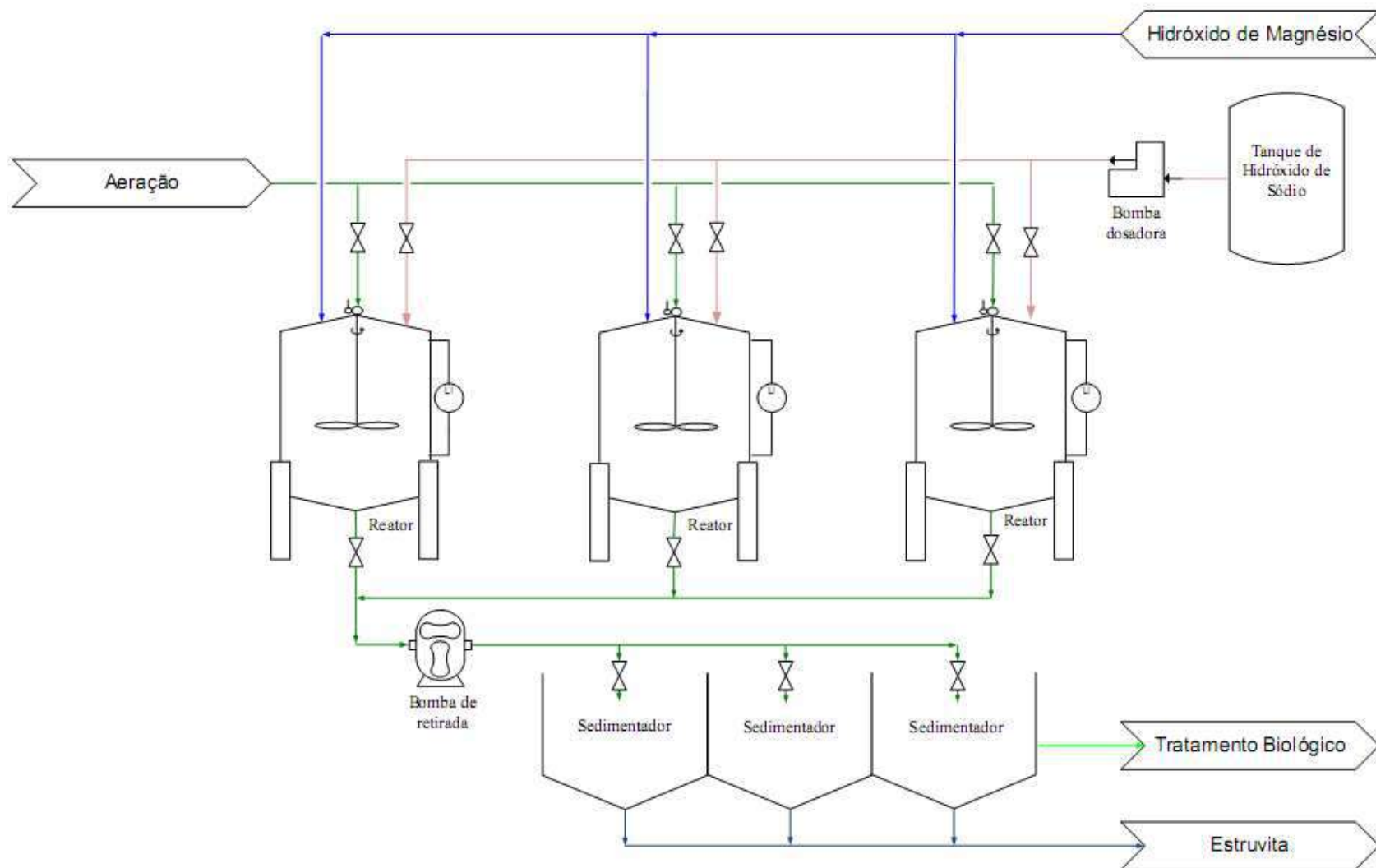


Figura 20. Fluxograma Consolidado Processo de Precipitação de Estruvita 2/2

A construção deste fluxograma esta baseada na escala de trabalho representada pela Tabela 13.

Da mesma forma que no fluxograma do processo de stripping, não foram contemplados nos fluxogramas manômetros de bombas, válvulas de retenção e válvulas para retirada de amostra.

Um ponto a se destacar na construção deste fluxograma esta na possibilidade de utilizar as duas bombas dispostas antes dos tanques de reação e aeração para variados serviços relacionados a carregamento e descarregamento dos mesmos.

Os tanques para recebimento de ácido fosfórico e de hidróxido de sódio permitem uma programação de compra destes insumos evitando paralisação do processo por falta dos mesmos. Foram considerados volumes que permitam que quinzenalmente seja feita a compra destes insumos, respectivamente, dois tanques de 70 m³ e dois tanques de 105 m³.

6.7. Resultados Avaliação Econômica

6.7.1. Processo de Arraste

Na Tabela 21 temos os principais dados enviados para a cotação de cada um dos equipamentos, além de uma lista de instrumentos utilizados no processo. Devido à corrosividade do lixiviado, as linhas devem ser em PVC, um material barato e de fácil manutenção. O equipamentos de armazenagem são em plástico revestido com fibra de vidro (PRFV)

Tabela 21. Equipamentos Principais Processo de Arraste

Equipamentos	Descrição e Quantidades
Bomba 1	<ul style="list-style-type: none"> • Serviço: Alimentação do lixiviado à coluna • Quantidade: 1 • Vazão: 42m³/h
Bomba 2	<ul style="list-style-type: none"> • Serviço: Retirada do lixiviado tratado das colunas • Quantidade: 6 • Vazão: 14 m³/h
Bomba 3	<ul style="list-style-type: none"> • Serviço: Retirada de Lixiviado do tanque de lixiviado quente • Quantidade: 1 • Vazão: 42m³/h

Equipamentos	Descrição e Quantidades
Bomba 4	<ul style="list-style-type: none"> • Serviço: Retirada de solução ácida de sulfato de amônia da coluna de stripping • Quantidade: 1 • Vazão: 14 m³/h (Indicada pelo fornecedor)
Trocador de Calor	<ul style="list-style-type: none"> • Função: Integração Energética • Fluido Quente: Lixiviado Tratado • Fluido Frio: Lixiviado Bruto • Temperatura de entrada do tratado: 60°C • Temperatura de saída do tratado: 35°C • Temperatura entrada bruto: 25°C • Temperatura de saída calculada: 45°C
Soprador	<ul style="list-style-type: none"> • Vazão de ar: 1808,45 m³/h • Pressão: 1 atm (Perdas Coluna de Stripping e Coluna de Absorção)
Tanque de Armazenamento de Ácido	<ul style="list-style-type: none"> • Material: PRFV • Quantidade: 4 • Volume: 62 m³
Coluna de Stripping	<ul style="list-style-type: none"> • Material: PRFV • Volume: 50m³ • Diâmetro: 2,5m • Altura: 10m
Coluna de Absorção	<ul style="list-style-type: none"> • Material: PRFV • Volume: 62 m³ • Diâmetro: 3,0 m • Altura: 5,7 m
Tanques de Lixiviado Quente	<ul style="list-style-type: none"> • Material: PRFV • Quantidade: 2 • Volume: 50m³ • Diâmetro: 3 m • Altura: 7 m
Instrumentos	<ul style="list-style-type: none"> • 6 rotômetros para linhas de alimentação das colunas • 1 rotômetro para linha de alimentação de lixiviado bruto • 1 rotômetro para linha de retirada do tanque de lixiviado quente. • 12 chaves de nível para colunas (6 de nível alto e 6 para nível baixo) • 6 termômetros para colunas de stripping • 3 Termômetros para colunas de absorção. • 3 Termômetros para linhas do trocador de calor de integração • 1 Termômetro para tanque de lixiviado quente • 6 Válvulas de alívio para as colunas de stripping • 3 Válvulas de alívio para a coluna de absorção

6.7.1.1. Custos de Equipamentos Principais

A Tabela 22 apresenta os valores obtidos para os equipamentos do processo.

Tabela 22. Custo estimado dos principais equipamentos

Equipamento	Quantidade	Valor Unitário	Valor Total
Soprador	6	R\$ 73.000,00	R\$ 438.000,00
Bomba 1	6	R\$ 1.450,00	R\$ 8.700,00
Bomba 2	2	R\$ 2.546,00	R\$ 5.092,00
Bomba 3	1	R\$ 20.000,00	R\$ 20.000,00
Coluna de Stripping	6	R\$ 30.000,00	R\$ 180.000,00
Coluna de Absorção*	3	R\$ 35.000,00	R\$ 105.000,00
Tanque Lixiviado Tratado*	2	R\$ 30.000,00	R\$ 60.000,00
Tanque Ácido Sulfúrico*	4	R\$ 35.000,00	R\$ 140.000,00
Trocador de calor Integração	1	R\$ 70.000,00	R\$ 70.000,00
Aquecedor de Lixiviado**	1	R\$ 20.000,00	R\$ 20.000,00
		Total	R\$ 1.046.792,00

* Custo Estimado pela equação 12 ** Custo Estimado por comunicação pessoal.

Os custos de instalação de equipamentos, construção civil, tubulações, válvulas e instrumentos foram estimados com base nos custos dos equipamentos principais segundo recomendações de Valle-Riestra (1983) e estão especificados na Tabela 23.

Tabela 23. Custo complementares estimados.

Item	Porcentagem	Valor
Construção Civil	15%	R\$ 157.018,80
Válvulas e tubulação	20%	R\$ 209.358,40
Instrumentação	20%	R\$ 209.358,40
Instalação de Equipamentos	43%	R\$ 450.120,56
Instalações Elétricas	11%	R\$ 115.147,12
Obras no Terreno	16%	R\$ 167.486,72
Total	125%	R\$ 1.308.490,00

Logo, o valor estimado do investimento é de R\$ 2.355.282,00 para o processo de arraste com ar.

6.7.1.2 Custos de Operação

No processo de remoção de amônia por arraste com ar foram considerados os custos da energia elétrica e custos do ácido sulfúrico utilizado no processo de absorção de amônia.

Os custos de energia elétrica estão dispostos na Tabela 24, a qual detalha o consumo de cada um dos equipamentos:

Tabela 24. Custos de energia elétrica.

Equipamento	Quantidade	Potência (cv)	Consumo Mensal (kWh)	Custo Energia (R\$/kWh)	Total
Sopradores	6	100	319680	0,22	R\$ 70.329,60
Bombas	6	3	9590,4	0,22	R\$ 2.109,89
	2	10	10656	0,22	R\$ 2.344,32
	1	5	2664	0,22	R\$ 4.688,64
				Total	R\$ 79.472,45

O volume de ácido sulfúrico gasto mensalmente foi determinado pelos parâmetros obtidos por Moura (2008) que relata que para cada 150 mL de ácido concentrado são tratados 37,5 litros de lixiviado. Desta forma, em um mês seriam gastos aproximadamente 128 m³ de ácido sulfúrico concentrado. Considerando um preço de R\$ 307 por m³ de ácido (US\$100 por tonelada), deverão ser gastos aproximadamente R\$39.000,00 na compra deste insumo a cada mês. Apesar de ser utilizado de forma diluída na coluna de absorção, o custo do ácido sulfúrico considerado é o de pureza industrial obtido pelo processo de contato com concentração de 98%. (MB CONSULTORES, 1999).

O custo total mensal de tratamento será, portanto, de aproximadamente R\$ 118.662,00 ou R\$ 3,95 por m³ de lixiviado tratado com composição semelhante ao de Moura (2008).

Vale ressaltar que estes custos podem ser menores ou maiores dependendo da concentração de amônia no lixiviado. Baixas concentrações de amônia podem dispensar a utilização de alguma das colunas de arraste, reduzindo os custos de energia, além de reduzir o consumo de ácido sulfúrico.

6.7.2. Processo de Precipitação de Estruvita

Da mesma forma que no tratamento por arraste com ar, a Tabela 25 descreve sucintamente os equipamentos e Instrumentos do processo de precipitação de estruvita.

Tabela 25. Principais Equipamentos Processo de Precipitação de Estruvita

Equipamentos	Descrição e Quantidades
Bomba 5	<ul style="list-style-type: none">• Serviço: Carga e descarga do lixiviado no tanque de Aeração• Quantidade: 2• Vazão: 74 m³/h
Bomba 6	<ul style="list-style-type: none">• Serviço: Descarga do tanque de Aeração• Quantidade: 1• Vazão: 74 m³/h
Bomba 7	<ul style="list-style-type: none">• Serviço: Dosar Ácido fosfórico ao tanque de Aeração• Quantidade: 1• Vazão: 2 m³/h
Bomba 8	<ul style="list-style-type: none">• Serviço: Dosar Hidróxido de sódio ao tanque de Reação• Quantidade: 1• Vazão: 2 m³/h
Soprador	<ul style="list-style-type: none">• Vazão de ar: 3552 m³/h• Quantidade: 3
Tanque de armazenamento de ácido	<ul style="list-style-type: none">• Material: PRFV• Quantidade: 2• Volume: 70 m³
Tanque de armazenamento de Base	<ul style="list-style-type: none">• Material: PRFV• Quantidade: 2• Volume: 105m³
Tanque de Aeração	<ul style="list-style-type: none">• Material: PRFV• Quantidade: 3• Volume: 53m³• Diâmetro: 3 m• Altura: 7,5 m
Tanque Reação	<ul style="list-style-type: none">• Material: PRFV• Quantidade: 3• Volume: 53 m³• Diâmetro: 3,0 m• Altura: 7,5 m
Sedimentador	<ul style="list-style-type: none">• Material: PRFV• Quantidade: 3• Volume: 53 m³
Instrumentos	<ul style="list-style-type: none">• 6 chaves de nível para colunas (6 de nível alto)

6.7.2.1. Custos de Equipamentos Principais

A Tabela 26 apresenta os valores estimados de cada um dos equipamentos.

Tabela 26. Custo dos principais equipamentos

Equipamento/Instrumento	Quantidade	Valor Unitário	Valor Total
Bomba Alimentação	2	R\$ 3.500,00	R\$ 7.000,00
Tanque de Aeração*	3	R\$ 33.000,00	R\$ 99.000,00
Tanque de reação	3	R\$ 30.000,00	R\$ 90.000,00
Bomba de retirada	1	R\$ 20.000,00	R\$ 20.000,00
Sedimentador	3	R\$ 30.000,00	R\$ 90.000,00
Tanque Hidróxido de sódio	2	R\$ 50.000,00	R\$ 100.000,00
Tanque Ácido fosfórico	2	R\$ 38.000,00	R\$ 76.000,00
Bomba dosadora de base	1	R\$ 5.500,00	R\$ 5.500,00
Bomba dosadora de ácido	1	R\$ 5.500,00	R\$ 5.500,00
Soprador	3	R\$ 73.000,00	R\$ 219.000,00
		Total	R\$ 712.000,00

*Custo Estimado pela equação 12

Os custos de instalação de equipamentos, construção civil, tubulações, válvulas e instrumentos foram estimados com base nos custos dos equipamentos principais segundo recomendações de Valle-Riestra (1983) e estão dispostos na Tabela 27.

Tabela 27. Custo Complementares Estimados

Item	Porcentagem	Valor
Construção Civil	15%	R\$ 106.800,00
Válvulas e tubulação	20%	R\$ 142.400,00
Instrumentação	20%	R\$ 142.400,00
Instalação de Equipamentos	43%	R\$ 306.160,00
Instalações Elétricas	11%	R\$ 78.320,00
Obras no Terreno	16%	R\$ 113.920,00
	Total	R\$ 890.000,00

Logo, o valor estimado do investimento é de R\$1.602.000,00

6.7.2.2 Custos de Operação

Considerando o estudo realizado por Schilling (2008), para uma vazão de efluente de 1000 m³/dia com concentração de 1020 mg/L de amônia, foi possível estimar o consumo de reagentes, conforme disposto na Tabela 28.

Tabela 28. Consumo de Reagentes para tratamento de 1000 m³ de lixiviado por dia

Reagente	Concentração	Quantidade
Ácido Fosfórico	6,68 mg/L	6,68 m ³ /1000m ³
Hidróxido de Magnésio	10,433 g/L	10,433 t/1000m ³

A Tabela 28 retrata consumo para reagentes de grau analítico. O consumo de reagentes para o processo industrial está disposto na Tabela 29.

Tabela 29. Custo dos reagentes do processo de precipitação da estruvita

Item	Reagente industrial	Consumo	Custo	Ref. Custo	Custo mensal
1	Hidróxido de magnésio	312 t/mês	R\$ 1970,00 /Ton	Ministério do desenvolvimento, 2010	R\$ 614.640,00
2	Ácido fosfórico	267,2 m ³ / mês	R\$ 1840,00 / m ³	C. Di laconi et al, 2010	R\$ 491.648,00
3	Hidróxido de sódio	417 t/mês	R\$ 460,00 / m ³	C. Di laconi et al, 2010	R\$ 191.820,00
				Total	R\$ 1.298.108,00

Os custos com energia elétrica estão dispostos na Tabela 30, a qual detalha o consumo de cada um dos equipamentos:

Tabela 30. Custo de energia elétrica.

Equipamento	Quantidade	Potência (cv)	Consumo Mensal (kWh)	Custo Energia R\$/kWh)	Total
Agitador	3	12,5	19980	0,22	R\$ 4.395,60
Sopradores	3	100	159840	0,22	R\$ 35.164,80
Bombas dosadoras	2	5	5328	0,22	R\$ 1.172,16
Bombas de carregamento	2	20	21312	0,22	R\$ 4.688,64
Bomba de retirada	1	40	21312	0,22	R\$ 4.688,64
				Total	R\$ 50.109,84

O custo total mensal de tratamento será, portanto de aproximadamente R\$ 1.348.217,84 ou R\$ 44,94 por m³ de lixiviado tratado com composição semelhante ao de Schilling (2008).

Vale ressaltar que estes custos podem ser menores ou maiores dependendo da concentração de amônia no lixiviado.

7. Discussão

Neste capítulo, serão discutidos os resultados obtidos por cada um dos processos e após será realizada uma rápida comparação entre eles.

7.1. Processo de Arraste

Como pode ser observado pelos valores estimados, a maior parte dos custos operacionais da unidade de remoção de amônia de lixiviado por tratamento com arraste por ar, cerca de 67%, está no consumo de energia da mesma. Desse total, os sopradores são os que consomem a maior parte, cerca de 89%.

Atualmente, um processo muito semelhante ao descrito neste trabalho é utilizado em alguns aterros: o arraste com ar utilizando reagentes de caráter básico para deslocamento do equilíbrio. Em uma consideração grosseira, o tempo de residência deste processo deve ser semelhante ao processo estudado neste trabalho. Desta forma, os valores de investimento para implantação destas unidades seriam bem próximos, pois enquanto o processo que eleva a temperatura necessita de trocadores de calor, o sistema com adição de base utiliza reatores e decantadores para mistura dos componentes. A diferença dos dois processos deve ficar, portanto por conta da necessidade de calor em um deles e de reagente no outro. Considerando que o biogás está amplamente disponível nos aterros, e que muitas vezes não é aproveitado o calor da combustão deste, o processo de aquecimento torna-se mais favorável frente ao processo que necessita da adição de base, pois os custos da queima são muito baixos quando comparados ao preço dos reagentes. A principal vantagem do processo que utiliza base frente ao processo que utiliza calor é a possibilidade de remoção de outros compostos que não a amônia do lixiviado, uma vez que no processo ocorre a remoção de compostos como ácidos orgânicos complexos. Em contrapartida, o reagente utilizado, geralmente cal, provoca o entupimento de membranas quando estas são utilizadas em etapas posteriores de tratamento além de provocar incrustações em outros equipamentos.

Um ponto interessante a se destacar no projeto proposto está na flexibilidade de operação e instalação. Da maneira como o sistema foi proposto, cada coluna de arraste é como um módulo, que pode ser adicionado ou retirado do sistema de acordo com o volume de efluente gerado e o teor de amônia presente. Desta forma, o projeto pode ser aplicado a aterros de diferentes portes, exigindo de maneira geral, um maior ou menor número de colunas de arraste.

Uma das preocupações do sistema proposto é a de não apenas transferir as fases do contaminante como ocorre em alguns processos que liberam a amônia para a atmosfera ou não transformam a molécula em uma forma não nociva. A tecnologia proposta permite a recuperação da amônia removida do lixiviado em um composto de grande aplicabilidade na indústria. No processo de absorção da amônia ocorre a formação de sulfato de amônia. Segundo Moura (2008), o rendimento deste processo é de 83% resultando numa produção de 1,1 g de sulfato de amônia para cada grama de ácido sulfúrico utilizado. Por um simples cálculo, sabendo a densidade do ácido sulfúrico (1,84 g/cm³), obter-se-ia uma produção mensal de sulfato de amônia de 253 toneladas, que pode ser vendida para alguma empresa interessada nesse rejeito ou pode ser processada dentro do aterro necessitando de um novo estudo para custos deste processo. O valor da tonelada deste produto na indústria de fertilizantes no mercado gira em torno dos R\$ 310,00 (CUSTODOAGRO,2009).

Como sugestão de melhoria de processo, propõe-se testes com temperaturas mais elevadas do lixiviado na coluna de stripping. Conforme mostrado na Figura 5 a constante de Henry cresce exponencialmente com a temperatura. Desta forma, temperaturas mais elevadas provocariam maior eficiência de remoção para um mesmo período, reduzindo o tempo de residência e conseqüentemente o tamanho dos equipamentos. Considerando a proposta de aquecimento pela queima de biogás, nenhum custo adicional seria necessário visto que a vazão de biogás necessária ao aquecimento é geralmente inferior ao que é produzido. No aterro de Gramacho, por exemplo, são gerados mais de 18000 m³/h (MIGUEZ, 2009) sendo necessários apenas 370 m³/h para aquecimento do lixiviado. A produção de energia elétrica através do biogás residual poderia até mesmo eliminar os custos do processo e trazer

lucro, sendo necessário para tanto um investimento maior para a instalação de uma pequena usina termoelétrica.

7.2. Processo de precipitação

Como pôde ser observado, a maior parte dos custos envolvidos na operação de uma unidade de remoção de amônia de lixiviado por precipitação de estruvita, cerca de 97%, está relacionada ao gasto de reagentes. O custo energético representa apenas 3% do custo operacional.

Observa-se que o valor do investimento não é tão alto frente aos custos de operação. Quando se compara o custo de operação mensal e o investimento verifica-se que seus valores são próximos.

Um dos pontos positivos deste processo é a precipitação de vários outros compostos encontrados no lixiviado, o que pode ser observado na redução de cor demonstrada nos resultados de Schilling (2008).

O processo de precipitação da estruvita adaptado do proposto por Schilling (2008) mostra-se inviável economicamente, sendo o motivo principal o custo de reagentes.

Através da fórmula da estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O_{(s)}$) pode-se perceber que a mesma possui massa molecular aproximadamente dez vezes maior que a da amônia, o que sugere que há uma quantidade considerável de precipitado para um aproveitamento comercial.

A estruvita possui excelentes qualidades quando comparada com outros fertilizantes. Suas características principais incluem sua baixa solubilidade e composição de fósforo e nitrogênio (GHOSH *et al*, 1996), o que a torna ideal como insumo agrícola.

A estruvita recuperada de lixiviado de aterros sanitários pode ser aproveitada apenas se não possuir alto teor de metais pesados (. KURNIAWAN *et al*, 2006), como anteriormente citado neste trabalho. Logo a estruvita proveniente deste tratamento deve ser avaliada quanto ao conteúdo de metais pesados, para posteriormente ser utilizada ou descartada.

Uma sugestão de mudança no processo estabelecido neste trabalho seria o reciclo do sólido, pois este ainda contém hidróxido de magnésio não

reagido e que pode ser reaproveitado em novas reações o que poderia reduzir o custo operacional reduzindo os gastos com reagentes.

Para futura aplicação deste processo no tratamento de lixiviado, estudos devem ser realizados buscando os seguintes objetivos:

- Diferentes fontes de magnésio, que possuam maior solubilidade e custo reduzido;
- Diferentes fontes de fósforo com menor custo;
- Melhor operação de processo que permitam menor gasto de hidróxido de sódio.

7.3. Comparação entre Processos de Arraste com Ar e Precipitação de Estruvita

De posse dos resultados dos dois processos, realizou-se a comparação de investimento e custo operacional entre as alternativas conforme Tabela 31.

Tabela 31. Comparação entre Processos

Processo	Valor de Investimento	Custo Operacional Mensal
Arraste com Ar	R\$ 2.355.282,00	R\$ 118.662,00
Precipitação de Estruvita	R\$ 1.602.000,00	R\$ 1.348.217,84

A partir destes dados pode-se afirmar que:

- O valor do investimento do processo de arraste é 47% maior que do processo de precipitação da estruvita. Tal fato é explicado pelo alto preço dos sopradores utilizados no processo de arraste com ar, que representam aproximadamente 42% do custo dos equipamentos principais.
- O custo operacional do processo de precipitação de estruvita é 1036% vezes maior que o do arraste. Tal fato é explicado pela grande quantidade de reagentes utilizada e pelos altos preços destes insumos.

Uma motivação para utilização do processo de arraste é a possibilidade do aproveitamento da instalação existente. Atualmente, o processo utilizado para remoção de amônia do lixiviado em alguns aterros sanitários é similar ao processo de arraste descrito neste trabalho permitindo a adaptação do mesmo reduzindo os custos de instalação da unidade.

8. Conclusões

Diante dos estudos realizados neste trabalho, pode-se dimensionar os equipamentos principais e propor fluxogramas que constataram a possibilidade de adaptação do processo para grandes volumes de lixiviado. que foi sucedida por uma avaliação de investimento e custos de operação.

A avaliação dos custos envolvidos mostrou uma grande diferença entre os dois processos. Enquanto mensalmente são gastos no processo de arraste R\$ 118.662,00 para tratamento de 1000 m³ diários de um lixiviado com concentração de amônia de aproximadamente 2000 mg/L, no processo de precipitação são gastos R\$ 1.348.217,84 para um lixiviado com aproximadamente 1100 mg/L de amônia. Mesmo o processo de arraste com ar, apresenta um custo elevado, visto que esta é apenas uma etapa dentro do processo de tratamento de lixiviados.

Apesar de ocorrer em menor proporção, também foi observada uma diferença entre os valores de investimento dos dois processos. Enquanto o processo de arraste com ar apresentou um valor de investimento necessário de R\$ 2.355.282,00, o processo de precipitação de estruvita apresentou valor de R\$ 1.602.000,00.

A partir de todas as discussões e resultados expostos, pode-se concluir que os dois processos estudados possuem potencial técnico para remoção. Porém apenas o processo de arraste com ar apresenta viabilidade econômica devido ao alto gasto com reagentes no processo de precipitação de estruvita.

Foi identificada ainda a possibilidade de aproveitamento dos sólidos gerados nos dois processos de tratamento para a utilização na indústria de fertilizantes, o que poderia agregar valor às tecnologias propostas.

9. Referências Bibliográficas:

ALMEIDA, M. L. O.; VILHENA, A. **Lixo Municipal – Manual de Gerenciamento Integrado**. 2ºed., IPT/CEMPRE. São Paulo, 2002.

ALVES, J. W. S. **Diagnóstico técnico institucional da recuperação e uso energético do biogás gerado pela digestão anaeróbia de resíduos**. (Dissertação de Mestrado). Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia (PIPGE) do Instituto de Eletrotécnica e Energia (IEE) da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2000.

AZIS, H.A.: ADLAN,M.N.:ZAHAR, M.S.M.: ALIAS, S. **Removal of ammoniacal nitrogen from municipal solid waste leachete by using activated carbon and limestone**. Waste Management and research, v.22, p. 371-37. 2004

BENTO, E.R.; LEITE, V.D.; LOPES, W.S.; OLIVEIRA, M.J.; MONTE, F.P. **Estudo do processo de stripping e da recuperação do nitrogênio amoniaco do lixiviado de aterro sanitário**. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 25, 2009, Recife. **Anais...** Recife. CD Room. ABES, 2009.

BIHL, G. ; MEYERS, A. **Recurrent renal stone disease—advances in pathogenesis and clinical management** . The Lancet , Volume 358 , Issue 9282 , p.651 – 656. 2001.

BIRGEMER, H.G.; CRUTZEN, P.J. **The production of methane from solid wastes**. Journal of geophysical research, Washington,D.C., v. 92, n. D2, p.2181-2187, 1987.

BORGERDING, J. **Phosphate deposits in digestion systems**. Journal of Water Pollution Control 44, p.813–819, 1972.

BUCHANAN, J.R. ; MOTE, C.R. ; ROBINSON, RB. **Thermodynamics of struvite formation.** Transactions of the ASAE 37, p.617–621, 1994.

CAMMAROTA. **Notas de Aula: Tratamento de Efluentes Líquidos.** Engenharia do Meio Ambiente. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2010.

CAMMAROTA, M.C. ; RUSSO, C. ; SANT'ANA Jr, G.L. **Tratabilidade do Chorume Gerado no Aterro Sanitário metropolitano do Rio de Janeiro.** In: Anais do I Encontro Brasileiro de Ciências Ambientais, vol. 2, p.453–473, 1994.

CARVALHO, D. D. **Notas de Aula: Tratamento de Resíduos Sólidos.** Engenharia do Meio Ambiente. Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2010.

CASTILHOS Jr, A. B.; PESSIN, N.; FERNANDES, F. **Gerenciamento de Resíduos Sólidos Urbanos com Ênfase na Proteção de Corpos D'água: Prevenção, Geração e Tratamento de Lixiviados de Aterros Sanitários.** Prosab – Rede Cooperativa de Pesquisas. Santa Catarina, 2006.

CHAGAS, A.P. **Termodinâmica Química: Fundamentos, métodos e aplicações.** Campinas, SP: Editora da UNICAMP, 1999.

CHERNICHARO, C. A. L.. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias: reatores anaeróbios.** v. 5, 245 p. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA/UFMG). Belo Horizonte, 1997.

COLLIVIGNARELLI, C.; BERTANZA, G.; BALDI, M. *et al.* **Ammonia stripping from MSW landfill leachate in bubble reactors: process modeling and optimization.** Waste Management & Research, v. 16, pp.455-466. 1998.

CONSULTA PESSOAL a técnico especializado em equipamentos, 15/12/2010.

CUSTODOAGRO, **Informativo 02/2009 Custo do Agro,** Consultoria Agrícola Ltda PÁG 2 05/08/2009

DOYLE, J.D. ; PARSONS, S.A. **Struvite formation, control and recovery.** Water Research 36, p.3925–3940, 2002.

DOYLE, J.D. ; OLDRING, K. ; CHURCHLEY, J. *et al.* **Struvite formation and the fouling propensity of different Materials.** Water Research 36, p.3971–3978. 2002.

ECKENFELDER, J. W. W. **Industrial Water Pollution Control, 2° ed .** Mc Graw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering New York, USA. 1989.

EL FADEL, M. ; DOUSEID, E. ; CHAHINE, W. *et al.* **Factors influencing solid waste generation and management.** Waste Management. V. 22, p.269 – 276. 2002.

ENVIRONMENT CANADA (2001). **Canadian Environment Protection Act.** Priority Substances list Assessment Report – Ammonia in the Aquatic Environment, 1999.

FERNANDES, E. GUMARÃES, B.A. MATEUS, R.R. 2009. **Fertilizantes: Principais empresas e grupos brasileiros do setor,** 2009

FERRAZ, F.M. **Recuperação da amônia liberada no processo de air stripping aplicado no processo de aterros sanitários.** Dissertação de Mestrado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, 2010.

FERREIRA, M. A. S. **Aplicação de modelos de avaliação qualitativa e quantitativa dos percolados gerados em um aterro sanitário.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil). COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, RJ, 2002.

FIGUEIREDO, N.J.V. **Utilização de biogás de aterro sanitário para geração de energia elétrica e iluminação – estudo de caso**, Universidade Presbiteriana Mackenzie, Escola de Engenharia, 2007.

Ghosh GK, Mohan KS, Sarkar AK. **Characterisation of soil fertilizer P reaction products and their evaluation as sources of P for gram (Cicer arietinum L.). Nutr Cycling Agroecosyst** ;46:71–9; 1996

IBGE – INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA. **Pesquisa nacional de saneamento básico 2008**. Rio de Janeiro: IBGE, 2008

INSTITUTO ESTADUAL DO AMBIENTE, INEA NT-202.R-10 - **Critérios e Padrões Para Lançamento de Efluentes Líquidos** Aprovada pela Deliberação CECA nº 1007, de 04 de dezembro de 1986. Publicada no DOERJ de 12 de dezembro de 1986.

Fonte: <http://www.inea.rj.gov.br/fma/legislacao.asp>, acessado no dia 13 de fevereiro de 2011 as 11:50

INTERNATIONAL PANEL ON CLIMATE CHANGE. **Guidelines for National Greenhouse Inventories: Reference Manual**, Vol.3, 1996. Disponível no site: <http://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/gl/invs6>. Acesso em: 20/12/10.

JAFFER, Y ; CLARK, TA ; PEARCE, P, *et al.* **Potential phosphorus recovery by struvite formation**. Water Research , Volume 36, Issue 7, p.1834-1842. 2002.

KURNIAWAN, T.A> LO, W. CHAN, G.Y. **Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate**. Journal of Hazardous Materials, v. 129, p. 80-100. 2006

LI, X. Z.; ZHAO, Q. L.; HAO, X. D. **Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation**. Waste Management V. 19, p. 409 – 415. 1999.

LIDE, D. **CRC Handbook of Chemistry and Physics**. A Ready-reference Book of Chemical and Physical Data. CRC Press, Boca Raton, 1993.

LIMA, L.Q.M., **Método de Biodegradabilidade para determinar a Produção de Metano no Aterro de Santa Bárbara, na Cidade de Campinas**. CPFL, Campinas, Novembro de 1985.

LIND, B. ; BAN, Z. ; BYDÉN, S. **Nutrient recovery from human urine by struvite crystallization with ammonia adsorption on zeolite and wollastonite**. Bioresource Technology Volume 73, Issue 2, p.169-174. 2000.

MANNARINO, C.F. **Uso de wetland sub-superficial no tratamento de efluente de estação de tratamento de chorume por lodos ativados**. PEAMB, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, Brasil. 2003.

MARAÑÓN E., CASTILLÓN L., FERNÁNDEZ-NAVA Y. **Coagulation-flocculation as a pré-treatment process at a landfill leachate nitrification-denitrification plant**. Journal of Hazardous Material, v. 156, p. 538 -544. 2008.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. 4a ed, McGraw-Hill, New York, USA, p1334. 2003.

METCALF & EDDY, "Chemical Unit Process", **Waste Water Engineering Treatment, Disposal and Reuse**, cap 7, 3.ed, Mc Graw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering, New York, 1991.

MICHALOWSKI, T. e PIETRZYK, A. **A thermodynamic study of struvite plus water system**. Talanta, 68, p.594-601. 2006.

MIGUEZ, R. **Lixo Energético**. Artigo publicado na revista TN Petróleo, p 66-67. 2009.

MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO INDÚSTRIA E COMÉRCIO EXTERIOR. **Sistema Alice Web**. Acessado em 10/01/2010.

MINISTÉRIO DO MEIO AMBIENTE. Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). **Resolução nº 397, 03 de Abril de 2008**, altera o inciso 2 do parágrafo 4 e a tabela X do parágrafo 5, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA nº 357 de 2005 que dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições de lançamento de efluentes. Diário Oficial da União, Brasília 7 de Abril de 2008. Seção 1, p 68.

MINISTÉRIO DO TRABALHO E EMPREGO. Secretaria de Inspeção do Trabalho. Portaria nº 3.214, 08 de Junho de 1978.

MORAVIA, W. G. **Avaliação de Tratamento de Lixiviado de Aterros Sanitários Através de Processo Oxidativo Avançado Conjugado com Sistema de Separação por Membranas**. 262p. Dissertação de Mestrado – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, 2010.

MOURA, D. A. G. **Remoção de Amônia por Arraste com Ar de Lixiviados de Aterros Sanitários**. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2008.

MUNIZ, Jr, A.S. **Adubação Nitrogenada na Cultura de Trigo. Serrana Fertilizantes**, 2009. Disponível em: <http://www.serrana.com.br/publicações>. Acessado em 12/01/2011.

NBR 8419 - ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **Apresentação de Projetos de Aterros Sanitários de Resíduos Sólidos Urbanos**. Rio de Janeiro: ABNT, 1992. 7p.

PECORA, V., **Implantação de uma unidade demonstrativa de geração de energia elétrica a partir do biogás de tratamento do esgoto residencial da USP – Estudo de Caso (Dissertação de Mestrado)**. Programa Interunidades de Pós-Graduação em Energia (PIPGE) do Instituto de Eletrotécnica e Energia (IEE) da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006

PETERS, T. A. **Purifications of landfill leachate with reverse osmosis and nanofiltration**”, *Desalination*. v. 119, pp. 289-293. 1998.

RAWN, A.M.; PERRY BANTA, A. ; POMEROY, R. **Multiple stage sewage digestion**. Transactions of the ASAE 105, p.93–132. 1939.

REINHART, D. R.; AL-YOUSFI, A. B..**The impact of leachate recirculation on municipal solid waste landfill operating characteristics**. *Waste Management and Research*, v. 14, pp 337-346. 1996.

SÃO PAULO (Estado).Secretaria do Meio Ambiente. Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental. **Relatório técnico n.º 2 do convênio SMA/MCT n.º 01.0052.00/2001 – aterros**. 349p. São Paulo, 2003.

SCHILLING, P. F. . **Remoção de nitrogênio amoniacal na forma de estruvita de lixiviado de aterro sanitário**.Dissertação de Mestrado. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ; TPQB, 2008.

SILVA, A. C. **Tratamento do percolado de aterro sanitário e avaliação da toxicidade do efluente bruto e tratado**. 79 p. Dissertação de mestrado-Coordenação dos Programas de Pós-Graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro. 2002.

STRATFUL, I. ; SCRIMSHAW, M.D. ; LESTER, J.N. **Conditions influencing the precipitation of magnesium ammonium phosphate**. *Water Research* 35, N° 17, p.4191-4199. 2001.

SOUTO, G.D.B. **Lixiviado de aterros sanitários brasileiros – estudo de remoção do nitrogênio amoniacal por processo de arraste com ar (“stripping”)**. 2008. 371 p. Tese de Doutorado – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

T.A. KURNIAWAN, W.H. LO, G.Y.S. CHAN, **Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate**, J. Hazard. Mater. 129, 80–100. 2006.

USEPA- UNITED STATES ENVIROMENT PROTECTION AGENCY. **Summary Review of Helth Effects Associatd with Ammonia - Helth Issue Assessment**, 1998

VALLE-RIESTRA, **Project evaluation in the chemical process industries**. McGraw-Hill, New York, 1983